



TUGAS AKHIR - TE141599

***MODEL PREDICTIVE CONTROL (MPC) BERBASIS
MODEL FUZZY TAKAGI SUGENO UNTUK
PENGATURAN TEMPERATUR PADA HEAT-
EXCHANGER***

Febrian Fathoni
NRP 2213106058

Dosen Pembimbing
Ir. Ali Fatoni, MT.
Eka Iskandar, ST., MT.

JURUSAN TEKNIK ELEKTRO
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2016



FINAL PROJECT - TE141599

**MODEL PREDICTIVE CONTROL(MPC) BASED FUZZY
TAKAGI SUGENO MODEL FOR CONTROL
TEMPERATURE HEAT-EXCHANGER**

Febrian Fathoni
NRP 2213106058

Advisor
Ir. Ali Fatoni, MT.
Eka Iskandar, ST., MT.

DEPARTEMENT OF ELECTRICAL ENGINEERING
Faculty of Industrial Technology
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya 2016

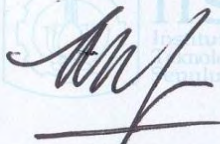
**MODEL PREDICTIVE CONTROL (MPC) BERBASIS MODEL
FUZZY TAKAGI SUGENO UNTUK PENGATURAN TEMPERATUR
HEAT-EXCHANGER**

TUGAS AKHIR

**Diajukan Guna Memenuhi Sebagian Persyaratan
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
Pada
Bidang Studi Teknik Sistem Pengaturan
Jurusan Teknik Elektro
Institut Teknologi Sepuluh Nopember**

Menyetujui :

Dosen Pembimbing I



Ir. Ali Fatoni, MT.

Nip. 1962 0603 1989 03 1002

Dosen Pembimbing II



Eka Iskandar ST, MT

Nip. 19800528 200812 1001



Model Predictive Control (MPC) Berbasis Model Fuzzy Takagi Sugeno Untuk Pengaturan Temperatur Heat-Exchanger

Nama : Febrian Fathoni
Pembimbing : Ir. Ali Fatoni, MT
Eka Iskandar, ST .MT

ABSTRAK

Heat Exchanger merupakan suatu alat proses pertukaran panas, berfungsi untuk memindahkan panas antara dua *fluida* yang berbeda temperatur dan dipisahkan oleh suatu sekat pemisah. Pada proses kerja *heat exchanger* mengalami permasalahan terhadap *time delay* sehingga dibutuhkan pengendali yang mampu mengatasi *time delay* dan dapat mengefesiensi sumber energi yang tersedia benar-benar dapat lebih efisien agar tidak terdapat energi yang terbuang. *Model Predictive Control (MPC)* berbasis model *Fuzzy Takagi Sugeno* telah berhasil diaplikasikan di berbagai industri proses, karena kemampuannya untuk mengatasi berbagai masalah banyak variabel kontrol seperti interaksi, waktu tunda dan batasan. Pada Tugas Akhir ini akan dibahas tentang simulasi pengendalian temperatur *fluida* pada *Heat Exchanger* dengan menggunakan MPC dengan model berbasis *fuzzy takagi sugeno*. Hasil aplikasi pada pengendali temperatur *fluida* tersebut ditunjukkan dalam bentuk simulasi menggunakan MATLAB, yang digunakan untuk menganalisa kinerja dari metode MPC dengan model *fuzzy takagi sugeno*. Kinerja yang dihasilkan diperlihatkan oleh beberapa hasil simulasi. Pengendalian terhadap pendekatan linear *plant* dengan kontroler MPC berbasis model *fuzzy takagi sugeno* menggunakan parameter N_p (prediksi horizon)= 10, N_c (kontrol horizon)= 2, matriks pembobot $\bar{R}=1$, dengan kombinasi bobot faktor kesalahan R_s , dengan 1,02 disaat hasil prediksi dibawah 40°C serta 1,03 disaat hasil prediksi diatas 40°C dapat menghasilkan respons yang stabil tanpa adanya *ripple*, *overshoot* dengan rata-rata 0,24% dengan perbaikan kesalahan sebesar 0,95% terhadap R_s yang tetap, dengan *error* 1,2%.

Kata Kunci: *Heat Exchanger, Model Predictive Kontrol (MPC), Fuzzy Takagi Sugeno*

Model Predictive Control (MPC) Based Fuzzy Takagi Sugeno Model for Control Temperature Heat-Exchanger

Name : Febrian Fathoni
Adviser : Ir. Ali Fatoni, MT
Eka Iskandar, ST .MT

ABSTRACT

Heat Exchanger is a processing instrument, had function for transferring heat between 2 fluids of different temperatur and they had been divided by a partition. The heat exchange processing has delay time so it takes controllers are able to overcome the time delay and efficient sources of energy available can actually be more efficient so there is no wasted energy. Model Predictive Control (MPC) with based Fuzzy Takagi Sugeno model had been successfully applied in various industrial processes cause its ability to solve a variety of a lot of problem variable controls such as interaction, delay time, and restrictions. In this last task is studied about fluide temperatur controlling simulation of heat exchange using MPC with based fuzzy takagi sugeno model. Application result of those fluide temperatur controlling is shown as simulation of MATLAB, that is used for analize ability using MPC with based fuzzy takagi sugeno model method. This ability is shown by some simulation results. Control of plant linear limited using MPC with based fuzzy takagi sugeno model controller parameter N_p (horizon prediction) = 10 N_c (horizon control) = 2 balancing matrices $\bar{R}=1$, and with combination setting factor balancing error R_s , with 1,02 while result prediction under temperatures 40°C and 1,03 while result prediction upper 40°C, can give stabil response without ripple, overshoot with avarege 0,24% and improvement error 0,95% from R_s fixed, with error 1,2%.

Keywords : Heat Exchanger, Model Predictive Kontrol (MPC), Fuzzy Takagi Sugeno

KATA PENGANTAR

Puji Serta Syukur penulis ucapkan atas kehadiran ALLAH SWT yang telah banyak memberikan nikmat dari nikmat sehat dan nikmat ilmu sehingga penulis mampu menyelesaikan tugas akhir ini, dengan judul ***Model Predictive Control (MPC) Berbasis Model Fuzzy Takagi Sugeno Untuk Pengaturan Temperatur Heat-Exchanger*** .

Semoga Tugas akhir ini dapat memberikan informasi dan manfaat bagi pembaca pada umumnya serta mahasiswa jurusan teknik elektro. Adapun beberapa pihak yang telah banyak membantu penulis dalam menyelesaikan tugas akhir ini, Oleh karena itu penulis mengucapkan terima kasih kepada :

1. Kedua Orang tua, ayah Toto Suharto, S.Pd. M.MPd dan mama Anna Susanna yang telah banyak memberikan perhatian serta dukungan baik dalam doa maupun semangatnya.
2. Bapak Ir. Ali Fatoni, MT, selaku dosen pembimbing 1 dan Bapak Eka Iskandar, ST, MT, selaku dosen pembimbing 2 yang telah memberi banyak ilmu dan arahan, semoga bapak sehat selalu dan diberi keberkahan ilmu.
3. Bapak Dr. Eng. Ardyono Priyadi, ST, M. Eng, selaku Ketua Jurusan Teknik Elektro – ITS.
4. Seluruh dosen Jurusan Teknik Elektro – ITS, yang telah banyak memberikan ilmu serta motivasi dalam memahami setiap ilmu yang dipelajari
5. Teman-teman seperjuangan TA, Lintas Jalur angkatan 2013 Genap yang telah banyak memberikan masukkan serta mengenalkan banyak hal yang baik, sukses selalu untuk kita semua kawan.
6. Teman-teman kontrakan, diefa, danar, tiyan, azfar, kimi, bang fadli, dan bambang terima kasih untuk hari-harinya.

Dalam menyusun tugas akhir ini, penulis berharap semoga nantinya tugas akhir ini bermanfaat jikapun ada kekurangan, saran serta kritik penulis harapkan. terima kasih

Surabaya, Januari 2016

Febrian Fathoni

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN	i
ABSTRAK	iii
KATA PENGANTAR.....	vii
DAFTAR ISI.....	ix
DAFTAR GAMBAR.....	xi
DAFTAR TABEL	xiii

BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Perumusan Masalah.....	2
1.3 Tujuan	2
1.4 Batasan Masalah.....	2
1.5 Metodologi	3
1.6 Sistematika Penulisan.....	5

BAB II DASAR TEORI.....	7
2.1 <i>Heat Exchanger</i>	7
2.2 <i>Model Predictive Control (MPC)</i> [3]	13
2.3 <i>Fuzzy Takagi Sugeno</i> [5].....	17

BAB III PERANCANGAN SISTEM.....	21
3.1 Perancangan dan Pemodelan Plant.....	21
3.2 Desain Kontroler	26
3.3 Pemodelan Fuzzy Takagi Sugeno	26
3.4 Perancangan Kontroler <i>MPC</i>	31

BAB IV PENGUJIAN DAN ANALISA DATA	35
4.1 Simulasi <i>Plant Open loop</i>	35
4.2 Simulasi Sistem Menggunakan Kontroler	37
4.2.1 Kontroler Dengan Prediksi Horizon 10.....	38
4.2.1.1 Kontroler dengan faktor bobot kesalahan $R_s = 1$	38
4.2.1.2 Kontroler dengan kenaikan nilai R_s 2%(1.02)	39
4.2.1.3 Kontroler dengan kenaikan nilai R_s 3%(1.03)	41
4.2.2 Kontroler Dengan Prediksi Horizon 15.....	42
4.2.2.1 Kontroler dengan faktor bobot kesalahan $R_s = 1$	42
4.2.2.2 Kontroler dengan kenaikan nilai R_s 2%(1.02)	43

4.2.2.3 Kontroler dengan kenaikan nilai R_s 3%(1.03)	45
4.2.3 Kontroler Dengan Prediksi Horizon 20	46
4.2.3.1 Kontroler dengan faktor bobot kesalahan $R_s = 1$	46
4.2.3.2 Kontroler dengan kenaikan nilai R_s 2%(1.02)	48
4.2.3.3 Kontroler dengan kenaikan nilai R_s 3%(1.03)	49
4.2.4 Dengan Pembobotan R_s Yang Dikondisikan Dengan Horizon Prediksi 10.....	51
BAB V PENUTUP	53
5.1 Kesimpulan	53
5.2 Saran.....	53
DAFTAR PUSTAKA	55
RIWAYAT HIDUP	I
LAMPIRAN	III

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Diagram Heat Exchanger Counter-Current Flow	8
Gambar 2.2	Sketsa Heat Exchanger Counter-Current Flow	9
Gambar 2.3	Pembagian temperatur pada shell dan tube	10
Gambar 2.4	Konsep dasar <i>Model Predictive Control</i>	13
Gambar 2.5	<i>Model-based fuzzy control design</i>	17
Gambar 2.6	Aturan fuzzy if-then dan mekanisme fuzzy	18
Gambar 2.7	Fungsi Keanggotaan	19
Gambar 3.1	Pembagian zona Heat Exchanger	21
Gambar 3.2	Sketsa Heat Exchanger Counter-Current Flow	22
Gambar 3.3	(a). Ilustrasi perpindahan tube dan (b). Ilustrasi perpindahan shell	23
Gambar 3.4	Tampilan Blok Diagram Plant Heat Exchanger Nonlinear pada MATLAB	25
Gambar 3.5	Tampilan Hasil Simulasi Plant Heat Exchanger Nonlinear pada MATLAB	26
Gambar 3.6	Diagram Blok Kontroler	26
Gambar 3.7	Fungsi keanggotaan aturan plant	27
Gambar 3.8	Tampilan Block diagram pengujian nilai $u(k)$	27
Gambar 3.9	Tampilan Block diagram Pendekatan ARMAX	28
Gambar 4.1	Diagram Plant Nonlinear Open loop	35
Gambar 4.2	Respons Open Loop Temperatur	36
Gambar 4.3	Diagram Simulasi Plant Heat Exchanger dengan Kontroler MPC	37
Gambar 4.4	Hasil Respons Kontroler MPC berbasis model Fuzzy TS dengan $N_p=10$, $N_c=2$, $R=1$, $R_s=1$	38
Gambar 4.5	Hasil Respons Kontroler MPC berbasis model Fuzzy TS dengan $N_p=10$, $N_c=2$, $R=1$, $R_s=1.02$	40
Gambar 4.6	Hasil Respons Kontroler MPC berbasis model Fuzzy TS dengan $N_p=10$, $N_c=2$, $R=1$, $R_s=1.03$	41
Gambar 4.7	Hasil Respons Kontroler MPC berbasis model Fuzzy TS dengan $N_p=15$, $N_c=2$, $R=1$, $R_s=1$	43
Gambar 4.8	Hasil Respons Kontroler MPC berbasis model Fuzzy TS dengan $N_p=15$, $N_c=2$, $R=1$, $R_s=1.02$	44
Gambar 4.9	Hasil Respons Kontroler MPC berbasis model Fuzzy TS dengan $N_p=15$, $N_c=2$, $R=1$, $R_s=1.03$	45

Gambar 4.10 Hasil Respons Kontroler MPC berbasis model Fuzzy TS dengan $N_p=20$, $N_c=2$, $R=1$, $R_s=1$	47
Gambar 4.11 Hasil Respons Kontroler MPC berbasis model Fuzzy TS dengan $N_p=20$, $N_c=2$, $R=1$, $R_s=1.02$	48
Gambar 4.12 Hasil Respons Kontroler MPC berbasis model Fuzzy TS dengan $N_p=20$, $N_c=2$, $R=1$, $R_s=1.03$	50
Gambar 4.13 Hasil Respons Kontroler MPC berbasis model Fuzzy TS dengan $N_p=10$, $N_c=2$, $R=1$, dengan R_s dikondisikan	51

DAFTAR TABEL

Tabel 3.1 Persamaan Koefisien	23
Tabel 3.2 Nilai $u(k)$ terhadap output plant	28
Tabel 4.1. Respons dengan $N_p=10$, $R_s=1$	39
Tabel 4.2. Respons dengan $N_p=10$, $R_s=1,02$	40
Tabel 4.3. Respons dengan $N_p=10$, $R_s=1,03$	41
Tabel 4.4. Respons dengan $N_p=15$, $R_s=1$	42
Tabel 4.5. Respons dengan $N_p=15$, $R_s=1,02$	44
Tabel 4.6. Respons dengan $N_p=15$, $R_s=1,03$	46
Tabel 4.7. Respons dengan $N_p=20$, $R_s=1$	47
Tabel 4.8. Respons dengan $N_p=20$, $R_s=1,02$	49
Tabel 4.9. Respons dengan $N_p=20$, $R_s=1,03$	50
Tabel 4.10. Respons dengan $N_p=10$	52



Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Heat Exchanger telah mendominasi aplikasi seperti peralatan rumah, industri peralatan laboratorium berbagai bidang. Heat Exchanger ini memiliki efisiensi yang tinggi, usia pakai tahan lama. Keuntungan Heat Exchanger berikan kepada setiap aplikasi yang digunakan, terutama pada industri sangat besar. Penggunaan Heat Exchanger ini dapat menghemat biaya dan waktu hampir ke semua industri. Untuk aplikasi Heat Exchanger pada industri banyak digunakan sebagai pemanas aliran *fluida* di industri minuman, chiller dan steam generator reboiler dimana membutuhkan perpindahan energi panas dan operasi yang memiliki respon cepat pada proses di industri.

Proses pertukaran panas, berfungsi untuk memindahkan panas antara dua *fluida* yang berbeda temperatur dan dipisahkan oleh suatu sekat pemisah. *Heat Exchanger* memegang peranan sangat penting pada industri pengolahan yang menggunakan atau proses energi. Proses perpindahan panas ini dapat diatur agar diperoleh temperatur *fluida* sesuai dengan kriteria yang diinginkan agar tidak terdapat energi yang terbuang, sehingga pemanfaatan sumber energi yang tersedia benar-benar dapat lebih efisien.

Namun untuk dapat mencapai kriteria sebagaimana dimaksud di atas tidaklah mudah, hal ini dikarenakan adanya *delay time* dalam proses pengukuran sinyal respons dari *Heat Exchanger*, karena itu perlunya suatu skema kontrol yang dapat mengetahui dinamika *plant* secara *real time* dan memberikan sinyal kontrol yang sesuai untuk setiap perubahan dinamika tersebut. Karena hal itulah dirasa metode kontroler yang cocok digunakan adalah prediktif, salah satu metode prediktif ini adalah algoritma *Model Predictive Control* (MPC) untuk memperoleh nilai yang sesuai untuk setiap perubahan dinamika sistem.

Proses perpindahan panas ini perlu untuk dikontrol agar diperoleh temperatur *fluida* sesuai dengan kriteria yang diinginkan, dan pemanfaatan sumber energi yang tersedia dapat digunakan lebih efisien. Untuk mencapai kriteria yang telah dijabarkan di atas, terdapat beberapa permasalahan yang muncul. hal ini dikarenakan adanya *delay time* dalam proses pengukuran sinyal respons dari *Heat Exchanger*, karena itu perlunya suatu skema kontrol yang dapat mengetahui

dinamika *plant* secara *real time* dan memberikan sinyal kontrol yang sesuai untuk setiap perubahan dinamika tersebut. Maka digunakan Model Predictice Control berbasis model *Fuzzy* Takagi sugeno . Pada kenyataannya, didalam dunia industri *heat exchanger* juga terkadang harus bekerja pada beban bervariasi atau berubah yang akan menyebabkan terjadinya perubahan parameter-parameter dari *plant* tersebut, karena itu selain kemampuan *predictive*, juga diperlukan suatu sistem kontrol yang dapat beradaptasi jika model pada *plant* berubah-ubah.

1.2 Perumusan Masalah

Adanya masalah *delay time* pada proses pengukuran sinyal respons *Heat Exchanger* menyebabkan model kontrol biasa tidak dapat bekerja sesuai dengan kriteria, karena respons selalu terlambat dari model *reference* yang diharapkan. Oleh karena itu dengan menggunakan *Model Predictive Kontrol* (MPC) berbasis model *Fuzzy* Takagi Sugeno sebagai kontroler diharapkan permasalahan tersebut dapat teratasi, sehingga memprediksi dan respons yang sesuai dengan kriteria.

1.3 Tujuan

Penelitian ini bertujuan untuk mengendalikan temperatur *fluida* dengan menggunakan *Model Predictive Kontrol* (MPC) dan *Fuzzy* Takagi sugeno pada *plant Heat Exchanger* dengan cara mencari nilai parameter-parameter pengendali yang mampu mengikuti performa sistem yang diberikan.

Penelitian ini diharapkan dapat memberi wawasan pada peneliti dalam mengembangkan suatu *tuning* yang berbasis *Fuzzy* dalam pengendalian MPC serta dapat memberikan kontribusi pada penelitian selanjutnya.

1.4 Batasan Masalah

Untuk memfokuskan permasalahan dalam Tugas Akhir ini, beberapa batasan masalah yang diambil di antaranya adalah sebagai berikut:

1. Model matematika yang digunakan diperoleh dari referensi *paper* [1][6].
2. Sistem yang digunakan adalah *Single Input Single Output* (SISO) di mana variabel yang dikendalikan adalah ouput temperatur

- fluida* dingin dan variabel yang dimanipulasi adalah kecepatan *fluida* panas serta kecepatan *fluida* dingin diamsuikan tetap,
3. Diasumsikan tidak adanya *noise* atau gangguan tidak terukur yang mempengaruhi *plant*.
 4. Digunakan Kontroler *Model Predictive Kontrol* (MPC) dengan model *Fuzzy* tanpa *constrains*.
 5. Sistem disimulasikan secara *offline* dengan menggunakan perangkat lunak MATLAB.

1.5 Metodologi

Pelaksanaan Tugas Akhir ini terbagi atas beberapa tahap dengan rincian sebagai berikut,

1. Studi Literatur
Sebagai landasan dalam melakukan sebuah penulisan, diperlukan teori penunjang yang memadai, baik mengenai ilmu dasar, metode penelitian, teknik analisis, maupun teknik penulisan. Teori penunjang ini dapat diperoleh dari buku pegangan, jurnal ilmiah baik nasional maupun internasional, serta media *online*. Teori ditekankan pada perancangan *sistem plant* yaitu *Heat Exchanger* dserta perancangan kontroler yaitu *Model Predictive Kontrol* (MPC) dan *Fuzzy* . Tahap ini dapat dilakukan di mana saja dan dilakukan sepanjang proses pengerjaan Tugas Akhir hingga menjelang penulisan buku.
2. Permodelan Sistem
Pada tahap ini, dicari perumusan model matematika *plant Heat Exchanger* yang memiliki input dan output sesuai dengan judul Tugas Akhir. Permodelan merupakan salah satu tahap paling penting dan memakan waktu dalam pengerjaan Tugas Akhir. Jika permodelan yang diperoleh tidak tepat, analisis sistem yang dihasilkan pun menjadi tidak tepat. Hal ini dapat menyebabkan kesalahan dalam perancangan kontroler.
3. Perancangan *Simulink Plant*
Setelah memperoleh model matematika yang sesuai maka langkah selanjutnya adalah merancang model matematika ke

dalam *simulink*. Pada tahap ini dibutuhkan ketelitian, apabila terdapat kesalahan akan mengakibatkan respons yang terjadi tidak sesuai dengan respons yang sesungguhnya. Hal ini dapat mempengaruhi pengerjaan pada tahap selanjutnya.

4. Perancangan Kontroler

Kontroler yang digunakan dalam Tugas Akhir ini adalah *Model Predictive Kontrol* (MPC) berbasis *Fuzzy* Takagi Sugeno. Perancangan kontroler dapat dilaksanakan setelah sinyal respons *plant* diperoleh. Dengan menggunakan *Model Predictive Kontrol* (MPC) dan *Fuzzy* Takagi Sugeno diharapkan dapat mengetahui bagaimana respons mendatang sehingga *delay* dan gangguan yang terjadi dapat dihindari.

5. Simulasi

Dalam proses simulasi dilakukan analisa terhadap data. Analisa yang dilakukan berupa analisa komparatif terhadap respons sistem. Analisis ini juga membandingkan antara hasil implementasi dengan teori yang telah dipelajari. Melalui analisis ini, dapat dirumuskan kesimpulan dan rekomendasi terhadap penelitian yang telah dilakukan.

6. Penulisan Buku

Tahap ini merupakan bagian akhir dari penulisan Tugas Akhir. Penulisan buku ini berupa laporan ilmiah yang mencakup semua proses pengerjaan Tugas Akhir, mulai dari teori yang digunakan hingga kesimpulan dan rekomendasi yang dihasilkan dari penelitian. Semua tahap pengerjaan Tugas Akhir didokumentasikan secara sistematis sehingga menjadi sebuah pendukung dari rangkaian penjelasan yang ada. Selain buku, dibuat pula *prosiding* sebagai ringkasan dan materi Tugas Akhir presentasi dalam bentuk power point. Setelah buku selesai dibuat, dilakukan mekanisme pengesahan yang meliputi pengajuan tanda tangan, *draft* buku, buku, dan *prosiding* Tugas Akhir.

1.6 Sistematika Penulisan

Penulisan Tugas Akhir ini disusun dalam 5 bab yang masing-masing membahas permasalahan yang berhubungan dengan Tugas Akhir yang telah dibuat dengan sistematika penulisan sebagai berikut:

BAB I PENDAHULUAN

Pada bab ini dibahas mengenai latar belakang, permasalahan batasan masalah, tujuan, metodologi, sistematika penulisan dan relevansi.

BAB II DASAR TEORI

Pada bab ini dipaparkan beberapa teori yang menjadi dasar dan penunjang terhadap pemecahan masalah pada Tugas Akhir. Di antaranya adalah dasar teori tentang perpindahan kalor *Heat Exchanger* serta penjelasan tentang kontroler yaitu *Model Predictive Control* (MPC) dan Fuzzy Takagi sugeno.

BAB III PERANCANGAN SISTEM


Pada bab ini dijelaskan secara rinci mengenai rancangan sistem serta identifikasi sistem dan perancangan kontroler.

BAB IV PENGUJIAN DAN ANALISA DATA

Bab ini berisi pengujian tiap-tiap komponen pembangun sistem serta analisa data hasil simulasi.

BAB V PENUTUP

Bab ini berisi tentang kesimpulan dan saran-saran pengembangan Tugas Akhir.



Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB II DASAR TEORI

Pada bab ini membahas mengenai teori – teori yang berkaitan dan dipergunakan dalam menyelesaikan masalah dan pengerjaan Tugas Akhir. Beberapa teori dasar mengenai *Heat Exchanger* serta model matematika yang mendukung penyelesaian Tugas Akhir ini di antaranya adalah proses perpindahan panas, prinsip kerja *Heat Exchanger* serta struktur kontroler *Model Predictive Kontrol* dan *Fuzzy Takagi Sugeno*.

2.1 *Heat Exchanger*

Heat Exchanger merupakan alat perpindahan panas yang digunakan untuk memindahkan panas antara dua *fluida* yang berbeda suhu[1], melalui sebuah media perpindahan panas yang terjadi karena adanya perbedaan temperatur dari dua jenis *fluida* yang saling mengalir namun tidak tercampur. *Heat exchanger* memiliki fungsi sebagai pemanas maupun pendingin. Pada pemanasan medium digunakan *fluida* panas dan *fluida* air dingin (*cooling water*), *heat exchanger* dapat berfungsi sebagai *heater*, *cooler*, *condensor*, *reboiler* serta *ciller*

Penukar panas dirancang dengan semaksimal mungkin agar perpindahan kalor antara *fluida* dapat berlangsung dengan maksimal dan efisien. Penukaran panas yang terjadi disebabkan adanya kontak, antar *fluida* yang dipisahkan oleh pemisah pipa, agar tidak terjadi pencampuran secara langsung (*direct contact*). salah satu contoh sederhana dari alat penukar panas adalah radiator mobil dimana cairan panas mengalami pendinginan, mengalami pelepasan panas melalui *separator-separator radiator*.

Heat Exchanger terjadi karena adanya perbedaan temperatur dari dua jenis *fluida* yang saling mengalir namun tidak tercampur. Berdasarkan arah aliran *fluida*, *Heat Exchanger* dapat dibedakan menjadi[1][2][6]:

1. *Heat Exchanger* dengan aliran searah (*co-current/parallel flow*)

Pertukaran panas jenis ini, kedua *fluida* (dingin dan panas) masuk pada sisi *Heat Exchanger* yang sama (Gambar 2.1), mengalir dengan arah yang sama, dan keluar pada sisi yang sama. Karakter *Heat Exchanger* jenis ini, temperatur *fluida* dingin yang keluar dari

Heat Exchanger (T_{co}) tidak dapat melebihi temperatur *fluida* panas yang keluar (T_{ho}), sehingga diperlukan media pendingin atau media pemanas yang banyak. Jenis ini merupakan penukar kalor yang paling tidak efektif.

Pertukaran panas yang terjadi:

$$Mc.Cc(T_{co} - T_{ci}) = Mh.Ch(T_{ho} - T_{hi}) \quad (2.1)$$

di mana,

Mc = Massa air (Kilogram)

Cc = Kapasitas panas (Kcal/Kg.C)

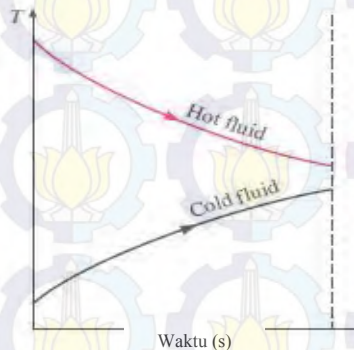
Ch = Kapasitas dingin (Kcal/Kg.C)

T_{co} = Suhu air dingin yang keluar dari *Heat Exchanger*(C)

T_{ci} = Suhu air dingin yang masuk ke *Heat Exchanger*(C)

T_{ho} = Suhu air panas yang keluar dari *Heat Exchanger*(C)

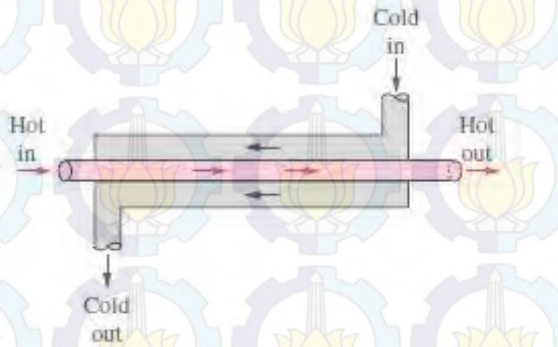
T_{hi} = Suhu air panas yang masuk ke *Heat Exchanger*(C)



Gambar 2.1 Diagram Heat Exchanger Counter-Current Flow

2. *Heat Exchanger* dengan aliran berlawanan arah (*counter-current flow*)

Heat Exchanger jenis ini memiliki karakteristik kedua *fluida* (panas dan dingin) masuk ke *Heat Exchanger* dengan arah berlawanan, mengalir dengan arah berlawanan dan keluar *Heat Exchanger* pada sisi yang berlawanan seperti Gambar 2.2.



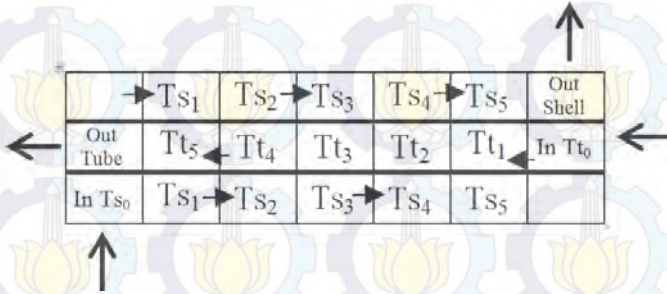
Gambar 2.2 Sketsa Heat Exchanger Counter-Current Flow

Ada beberapa faktor penentu dalam proses pemindahan panas yang terdiri dari :

- a. Perbedaan suhu antara kedua *fluida*, yaitu gaya yang diberikan untuk proses perpindahan panas terhadap *fluida* yang temperaturnya lebih kecil dari pada temperatur awal. Oleh sebab itu semakin besar temperatur maka jumlah perpindahan kalor akan semakin besar.
- b. Luas permukaan perpindahan panas, yaitu semakin besar luas permukaan penampang aliran *fluida*, maka semakin besar pula panas yang akan dihasilkan.
- c. Konduktifitas media hantar panas, yaitu media yang digunakan sangat berpengaruh terhadap daya hantar panas, namun bahan yang di pergunakan sebagai media hantar cenderung terhadap panas yang tinggi, jika media tidak kuat dan tidak kuat menahan beban hantar yang tinggi, maka akan terjadi korosi jika media hantar yang berkurang dan pecah media hantar jika tidak dapat menahan beban panas yang sangat tinggi.

berdasarkan aliran *fluida* Heat Exchanger penelitian ini menggunakan heat exchanger dengan tipe *shell* dan *tube* aliran *fluida* berlawanan yang biasa digunakan pada dunia industri. Heat exchanger

ini dibagi menjadi beberapa bagian pada proses pertukaran panas, dapat dilihat pada Gambar 2.3.



Gambar 2.3 Pembagian temperatur pada shell dan tube

Gambar 2.3 menunjukkan bahwa input *fluida* pada *tube* benbanding terbalik terhadap *fluida* pada *shell*. Dalam memperoleh model persamaan differensial, *Heat Exchanger* dibagi menjadi beberapa elemen volume dengan panjang dx . *Energy balance* pada *Heat Exchanger* dapat dilihat pada Persamaan 2.2 [2], tingkat akumulasi energi = energi *flow* yang masuk – energi *flow* yang keluar + *heat transfer*.

$$\frac{dE}{dt} = H_{in} - H_{out} + Q(t) \quad (2.2)$$

di mana $\frac{dE}{dt}$ adalah laju perubahan terhadap waktu dari energi di dalam sistem, H_{in} adalah energi *flow* yang masuk, H_{out} adalah energi *flow* yang keluar pada sistem dan $Q(t)$ adalah *heat transfer* dari sistem. Dengan menggunakan hubungan termodinamika

$$\frac{dE}{dt} = \rho V C_p \frac{dT_{pout}}{dt} \quad (2.3)$$

di mana ρ adalah kepadatan cairan produk, dalam kg/lit, V adalah volume dari penukar panas, C_p adalah kapasitas panas dari cairan produk, dalam kcal/kg dan $\frac{dT_{pout}}{dt}$ adalah laju perubahan temperatur pada *fluida* sebagai tambahan:

$$H_{in} = \rho C_p F_i (T_{pin} - T_{ref}) \quad (2.4)$$

$$H_{out} = \rho C_p F_i (T_{pout}(t) - T_{ref}) \quad (2.5)$$

di mana F_i adalah *flow* yang masuk ke dalam *Heat Exchanger*, T_{pin} adalah temperatur input *fluida*, $T_{pout}(t)$ adalah temperatur *fluida* output, dan T_{ref} adalah temperatur referensi. Dari penurunan rumus di atas, diperoleh rumus perpindahan panas pada *tube and shell* sebagai berikut:

Shell

$$\rho_s V_s C_{ps} \frac{dT_{s,n}}{dt} = F_s C_{ps} T_{s,n}^i - F_s C_{ps} T_{s,n}^0 + Q_n \quad (2.6)$$

Tube

$$\rho_t V_t C_{pt} \frac{dT_{t,n}}{dt} = F_t C_{pt} T_{t,n}^i - F_t C_{pt} T_{t,n}^0 - Q_n \quad (2.7)$$

Dari Persamaan 2.2 dan Persamaan 2.3, diperoleh persamaan perpindahan kalor pada tiap bagian pada *shell* dan *tube Heat Exchanger* yang akan dijelaskan dibawah ini :

- Zona 1

$$\frac{d\tau_{s1}}{dt} = \alpha_1(\tau_{s2} - \tau_{s1}) - \alpha_1(\tau_{s0} - \tau_{s1}) + \frac{Q_1}{\alpha_2} \quad (2.8)$$

$$\frac{d\tau_{t1}}{dt} = \beta_1(\tau_{t0} - \tau_{t1}) - \beta_1(\tau_{t2} - \tau_{t1}) - \frac{Q_1}{\beta_2} \quad (2.9)$$

$$Q_1 = UA_1(\tau_{t1} - \tau_{s1}) \quad (2.10)$$

Dari hasil persamaan 2.8 akan menjadi variabel untuk persamaan *shell* zona 2 persamaan 2.11 serta hasil persamaan 2.9 akan menjadi variabel zona pada persamaan *tube* yang dintunjukkan pada persamaan 2.12,

- Zona 2

$$\frac{d\tau_{s2}}{dt} = \alpha_1(\tau_{s3} - \tau_{s2}) - \alpha_1(\tau_{s2} - \tau_{s1}) + \frac{Q_2}{\alpha_2} \quad (2.11)$$

$$\frac{d\tau_{t2}}{dt} = \beta_1(\tau_{t1} - \tau_{t2}) - \beta_1(\tau_{t3} - \tau_{t2}) - \frac{Q_2}{\beta_2} \quad (2.12)$$

$$Q_2 = UA_2(\tau_{t2} - \tau_{s2}) \quad (2.13)$$

Dari hasil persamaan 2.11 akan menjadi variabel untuk persamaan *shell* zona 2 persamaan 2.14 serta hasil persamaan 2.12 akan menjadi variabel zona pada persamaan *tube* yang dintunjukkan pada persamaan 2.15,

- Zona 3

$$\frac{d\tau_{s3}}{dt} = \alpha_1(\tau_{s4} - \tau_{s3}) - \alpha_1(\tau_{s3} - \tau_{s2}) + \frac{Q_3}{\alpha_2} \quad (2.14)$$

$$\frac{d\tau_{t2}}{dt} = \beta_1(\tau_{t2} - \tau_{t3}) - \beta_1(\tau_4 - \tau_{t3}) - \frac{Q_3}{\beta_2} \quad (2.15)$$

$$Q_3 = UA_3(\tau_{t3} - \tau_{s3}) \quad (2.16)$$

Dari hasil persamaan 2.14 akan menjadi variabel untuk persamaan *shell* zona 2 persamaan 2.17 serta hasil persamaan 2.15 akan menjadi variabel zona pada persamaan *tube* yang dintunjukkan pada persamaan 2.18,

- Zona 4

$$\frac{d\tau_{s4}}{dt} = \alpha_1(\tau_{s5} - \tau_{s4}) - \alpha_1(\tau_{s4} - \tau_{s3}) + \frac{Q_4}{\alpha_2} \quad (2.17)$$

$$\frac{d\tau_{t4}}{dt} = \beta_1(\tau_{t3} - \tau_{t4}) - \beta_1(\tau_5 - \tau_{t4}) - \frac{Q_4}{\beta_2} \quad (2.18)$$

$$Q_4 = UA_4(\tau_{t4} - \tau_{s4}) \quad (2.19)$$

Dari hasil persamaan 2.17 akan menjadi variabel untuk persamaan *shell* zona 2 persamaan 2.20 serta hasil persamaan 2.18 akan menjadi variabel zona pada persamaan *tube* yang dintunjukkan pada persamaan 2.21,

- Zona 5

$$\frac{d\tau_{s5}}{dt} = \alpha_1(\tau_{s5} - \tau_{s5}) - \alpha_1(\tau_{s5} - \tau_{s4}) + \frac{Q_5}{\alpha_2} \quad (2.20)$$

$$\frac{d\tau_{t5}}{dt} = \beta_1(\tau_{t4} - \tau_{t5}) - \beta_1(\tau_5 - \tau_{t5}) - \frac{Q_5}{\beta_2} \quad (2.21)$$

$$Q_5 = UA_5(\tau_{t5} - \tau_{s5}) \quad (2.22)$$

di mana,

$$\alpha_1 = \frac{F_s}{C_{ps} \cdot \rho_s \cdot V_s} \quad (2.23)$$

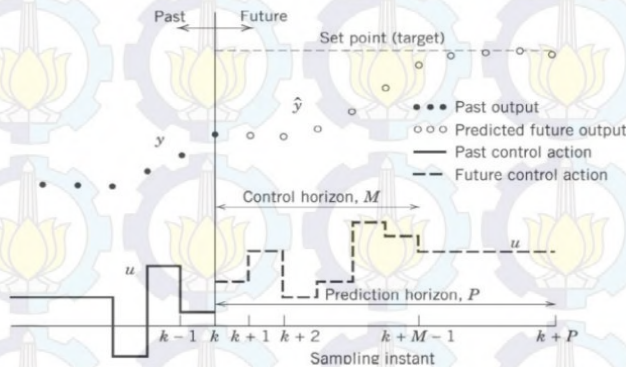
$$\alpha_2 = \rho_s \cdot V_s C_{ps} \quad (2.24)$$

$$\beta_1 = \frac{F_t}{C_{pt} \cdot \rho_t \cdot V_t} \quad (2.25)$$

$$\beta_2 = \rho_t \cdot V_t C_{pt} \quad (2.26)$$

2.2 Model Predictive Control (MPC)[3]

Pada buku *liuping wang* dimana menyatakan bahwa nilai yang akan datang dari variabel keluaran diprediksi menggunakan model dinamik dari suatu proses dan pengukuran saat ini merupakan konsep dasar dari algoritma MPC. Berbeda dengan metode kompensasi waktu tunda, dimana MPC dibuat untuk lebih dari satu waktu tunda kedepan. Perhitungan aksi control berdasarkan pada prediksi yang akan datang dan pengukuran saat ini. Variabel yang akan dimanipulasi $u(k)$ pada *sampling* ke- k dihitung sedemikian rupa, sehingga mereka meminimalkan fungsi objektif J seperti ditunjukkan gambar 2.4.



Gambar 2.4 Konsep dasar Model Predictive Control

Pada MPC secara sederhana, *plant* diasumsikan sebagai *single input single output* yang dideskripsikan oleh persamaan berikut

$$x_m(k+1) = A_m x_m(k) + B_m u(k) \quad (2.27)$$

$$y(k) = C_m x_m(k) \quad (2.28)$$

Dimana $u(k)$ merupakan variabel yang dimanipulasi atau variabel masukan. Sedangkan $y(k)$ adalah variabel keluaran proses dan x_m merupakan vektor variabel *state*. Dengan mengambil operasi delta dari persamaan (2.4), maka didapatkan bahwa,

$$x_m(k+1) - x_m(k) = A_m(x_m(k) - x_m(k-1)) + B_m(u(k) - u(k-1))$$

Dengan menotasikan delta variabel maka menjadi

$$\Delta x_m(k+1) = x_m(k) - x_m(k-1); \Delta x_m(k) = x_m(k) - x_m(k-1)$$

Dan delta variabel kontrol adalah

$$\Delta u(k) = u(k) - u(k-1)$$

Sehingga dari persamaan (2.1) didapatkan *state space*-nya adalah

$$\Delta x_m(k+1) = A_m \Delta x_m(k) + B_m \Delta u(k) \quad (2.29)$$

Pada persamaan diatas dimana masukan model *state space*-nya adalah $\Delta u(k)$. Langkah selanjutnya menghubungkan $\Delta x_m(k)$ ke *keluaran*(k).

$$x(k) = [\Delta x_m(k)^T y(k)]^T$$

$$\begin{aligned} y(k+1) - y(k) &= C_m(x_m(k+1) - x_m(k)) = C_m \Delta x_m(k+1) \\ &= C_m A_m \Delta x_m + C_m B_m \Delta u(k)(k) \end{aligned} \quad (2.30)$$

Dengan mengambil persamaan (2.6) dan (2.7) maka model *state space*-nya adalah

$$\begin{aligned} \overbrace{\begin{bmatrix} \Delta x_m(k+1) \\ y(k+1) \end{bmatrix}}^{x(k+1)} &= \overbrace{\begin{bmatrix} A_m & O_m^T \\ C_m A_m & 1 \end{bmatrix}}^A \overbrace{\begin{bmatrix} \Delta x_m(k) \\ y(k) \end{bmatrix}}^{x(k)} + \overbrace{\begin{bmatrix} B_m \\ C_m B_m \end{bmatrix}}^B \Delta u(k) \\ y(k) &= \overbrace{\begin{bmatrix} O_m & 1 \end{bmatrix}}^C \overbrace{\begin{bmatrix} \Delta x_m(k) \\ y(k) \end{bmatrix}}^{n1} \end{aligned} \quad (2.31)$$

Dimana $O_m = \begin{bmatrix} 0 & 0 & \dots & 0 \end{bmatrix}$. A,B,C dinamakan *augmented* model yang akan digunakan di dalam perancangan *predictive control*. Tahap selanjutnya dalam perancangan sistem *predictive control* adalah menghitung keluaran dari *plant* yang diprediksi dengan menggunakan sinyal kontrol yang akan datang sebagai variabel yang dapat di *setting*. Prediksi tersebut dideskripsikan dalam *optimization window*. Dengan mengasumsikan bahwa sampling instans $k_i, k_i > 0$, vektor variabel *state* $x(k_i)$ tersedia melalui pengukuran, *state* $x(k_i)$ menyediakan informasi *plant* saat ini. Lintasan kontrol yang akan datang dinotasikan oleh $\Delta u(k_i), \Delta u(k_i + 1), \dots, \Delta u(k_i + N_c + 1)$, dimana N_c dinamakan *control horizon*. Informasi yang diberikan $x(k_i)$, variabel *state* yang akan datang diprediksi untuk N_p , dimana N_p dinamakan *prediction horizon* atau panjang *window* optimasi. Variabel *state* yang akan datang sebagai $x(k_i + 1|k_i), x(k_i + 2|k_i), \dots, x(k_i + m|k_i), \dots, x(k_i + N_p|k_i)$, dimana $x(k_i + m|k_i)$ adalah variabel *state* yang diprediksi saat $k_i + m$ dengan informasi *plant* yang diberikan saat ini $x(k_i)$.

Berdasarkan model *augmented state space* A,B,C, variabel *state* yang akan datang dihitung secara berurutan menggunakan himpunan parameter kontrol yang akan datang[3].

$$x(k_i + 1|k_i) = Ax(k_i) + B\Delta u(k_i)$$

$$\begin{aligned} x(k_i + 2|k_i) &= Ax(k_i + 1|k_i) + B\Delta u(k_i + 1) \\ &= A^2x(k_i) + AB\Delta u(k_i) + B\Delta u(k_i + 1) \end{aligned}$$

$$\vdots$$

$$\begin{aligned} x(k_i + N_p|k_i) &= A^{N_p}x(k_i) + A^{N_p-1}B\Delta u(k_i) + A^{N_p-2}B\Delta u(k_i + 1) + \dots \\ &\quad + A^{N_p-N_c}B\Delta u(k_i + N_c - 1) \end{aligned}$$

Dari variabel *state* yang terprediksi, variabel keluaran terprediksi adalah

$$y(k_i + 1|k_i) = CAx(k_i) + CB\Delta u(k_i)$$

$$y(k_i + 2|k_i) = CA^2x(k_i + 1|k_i) + CAB\Delta u(k_i) + CAB\Delta u(k_i + 1)$$

⋮

$$y(k_i + N_p|k_i) = CA^{N_p}x(k_i) + CA^{N_p-1}B\Delta u(k_i) + CA^{N_p-2}B\Delta u(k_i + 1) + \dots + CA^{N_p-N_c}B\Delta u(k_i + N_c - 1) \quad (2.32)$$

Dengan mendefinisikan vektor

$$Y = [y(k_i + 1|k_i) \ y(k_i + 2|k_i) \ \dots \ y(k_i + N_p|k_i)]^T$$

$$\Delta U = [\Delta U(k_i) \ \Delta U(k_i + 1) \ \dots \ \Delta U(k_i + N_c + 1)]$$

Dengan mengubah persamaan (2.yki) ke dalam bentuk vektor diatas maka

$$Y = Fx(k_i) + \Phi\Delta U \quad (2.33)$$

$$\text{Dimana, } F = \begin{bmatrix} CA \\ CA^2 \\ \vdots \\ CA^{N_p} \end{bmatrix}; \Phi = \begin{bmatrix} CB & 0 & \dots & 0 \\ CAB & CB & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ CA^{N_p-1}B & CA^{N_p-2}B & \dots & CA^{N_p-N_c}B \end{bmatrix}$$

Untuk sinyal referensi yang diberikan $r(k_i)$ saat waktu sampling k_i , dalam sebuah *prediction horizon*, objektif dari sistem *control horizon* adalah membawa keluaran yang terprediksi sedekat mungkin ke nilai sinyal referensi. Hal ini dengan mengasumsikan bahwa data vektor yang berisikan informasi sinyal referensi yaitu

$$R_s^T = \overbrace{[1 \ 1 \ \dots \ 1]}^{N_p} r(k_i)$$

Dan mendefinisikan *cost function* J yang mencerminkan objektif kontrol sebagai

$$J = (R_s - Y)^T (R_s - Y) + \Delta U^T \bar{R} \Delta U \quad (2.34)$$

Persamaan (2.33) disubstitusikan ke persamaan (2.34) dan diturunkan terhadap delta U sama dengan nol. Kemudian didapatkan

persamaan solusi kontrol optimal seperti pada persamaan (2.35) dengan sinyal referensi(k_i).

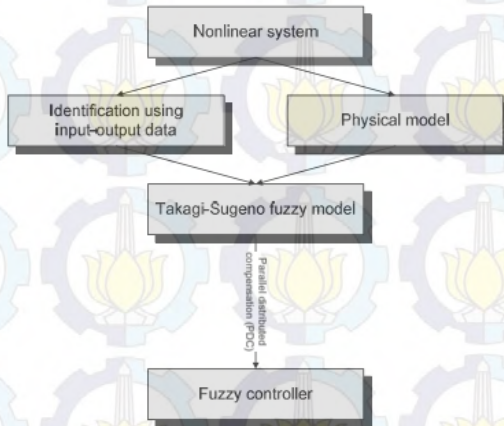
$$\Delta U = (\Phi^T \Phi + R)^{-1} \Phi^T (\bar{R}_s r(k_i) - Fx(k_i)) \quad (2.35)$$

Walaupun optimal parameter vektor ΔU berisikan kontrol $\Delta U(K_i), \Delta U(k_i + 1), \dots, \Delta U(k_i + N_c + 1)$, dengan prinsip *receding horizon* kontrol, hanya diterapkan dalam pengambilan data pertama pada setiap urutan, sehingga nilai $\Delta U(K_i)$ adalah

$$\Delta U(k_i) = \begin{bmatrix} 1 & 0 & \dots & 0 \end{bmatrix} (\Phi^T \Phi + R)^{-1} \Phi^T (\bar{R}_s r(k_i) - Fx(k_i)) \quad (2.36)$$

2.3 Fuzzy Takagi Sugeno[5]

Sistem nonlinear dapat diilustrasikan dalam model *fuzzy* T-S, sehingga model nonlinier dapat disajikan dalam hubungan linier antara masukan dan keluarannya.



Gambar 2.5 Model-based fuzzy control design

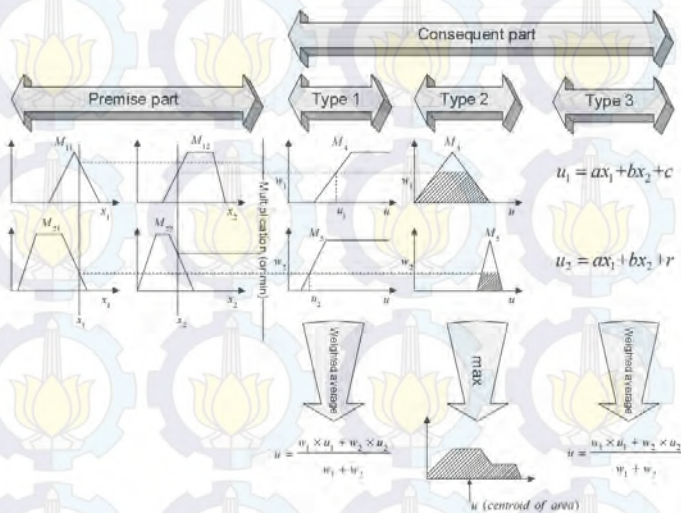
Gambar 2.5 menilustrasikan pendekatan model dasar desain fuzzy takagi sugeno. Untuk mendesain kontroller fuzzy T-S, membutuhkan pemodelan fuzzy T-S untuk sistem non linier. Oleh karena itu konstruksi

model fuzzy mewakili prosedur penting dan mendasar dalam pendekatan ini. Secara umum ada dua pendekatan untuk konstruksi model fuzzy:

1. Identifikasi (pemodelan fuzzy) menggunakan data input-output.
2. *Derivation* didapat dari persamaan sistem non linier.

Telah ada literatur yang luas pemodelan fuzzy menggunakan data input-output mengikuti Takagi Sugeno dan Kang kerja yang sangat baik. Prosedur terutama terdiri dari dua bagian: identifikasi struktur dan identifikasi parameter. Pendekatan identifikasi untuk pemodelan fuzzy cocok untuk plant yang tidak mampu atau terlalu sulit untuk diwakili model analitis dan / atau fisik.

Di sisi lain, model dinamis nonlinear untuk sistem mekanik dapat segera diperoleh, misalnya, metode Lagrange dan metode Newton-Euler. Dalam kasus tersebut, pendekatan kedua, yang berasal model kabur dari model dinamis nonlinear diberikan, lebih tepat. Tutorial ini berfokus pada pendekatan kedua. Pendekatan ini menggunakan gagasan "non-linear sektor", "pendekatan lokal," atau kombinasi dari mereka untuk membangun model fuzzy dengan aturan pada fuzzy dapat di lihat pada Gambar 2.6.

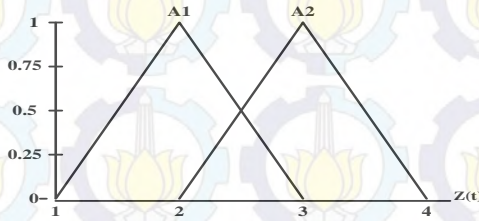


Gambar 2.6 Aturan fuzzy if-then dan mekanisme fuzzy

Aturan fuzzy T-S dapat ditulis dalam bentuk sebagai berikut :

$$\begin{aligned} & \text{if } z_i(t) \text{ adalah } F_{i1} \text{ dan } \dots \text{ dan } z_g(t) \text{ adalah } F_{ig} \\ & \text{then } \dot{x}(t) = A_i(t) + B_i u(t) \quad i = 1, 2, \dots, r \end{aligned} \quad (2.37)$$

Dengan $F_{ij} (j = 1, 2, \dots, g)$ adalah himpunan fuzzy, $x(t) \in R^n$ adalah vektor *state*, $u(t) \in R^m$ adalah vektor masukan, $y(t) \in R^p$ adalah vektor keluaran. ($A_i \in R^{n \times n}$, $B_i \in R^{n \times m}$, $C_i \in R^{p \times n}$) masing-masing adalah matriks *state*, matriks masukan, matriks *direct transmission* r adalah jumlah aturan *if-then rule* dan $z_i \sim z_g$ adalah variabel terukur dari sistem.



Gambar 2.7 Fungsi Keanggotaan

Mengingat sepasang $(x(t); u(t))$, output akhir dari model fuzzy disimpulkan dengan fungsi keanggotaan di misalkan seperti Gambar 2.7, sebagai berikut:

$$\begin{aligned} x(t+1) &= \frac{\sum_{i=1}^r w_i(z(t)) \{A_i x(t) + B_i u(t)\}}{\sum_{i=1}^r w_i(z(t))} \\ &= \sum_{i=1}^r h_i(z(t)) \{A_i x(t) + B_i u(t)\} \end{aligned} \quad (2.37)$$

$$h_i(z(t)) = \frac{w_i(z(t))}{\sum_{i=1}^r w_i(z(t))} \quad (2.38)$$

$Ax(t)$ dan $Bu(t)$ dapat diturunkan dari proses *defuzzification* sebagai:

$$Ax(t) = \frac{\sum_{i=1}^r w_i(z(t)) A_i x(t)}{\sum_{i=1}^r w_i(z(t))} \quad (2.39)$$



$$Bu(t) = \frac{\sum_{i=1}^r w_i(z(t)) Bu(t)}{\sum_{i=1}^r w_i(z(t))} \quad (2.40)$$

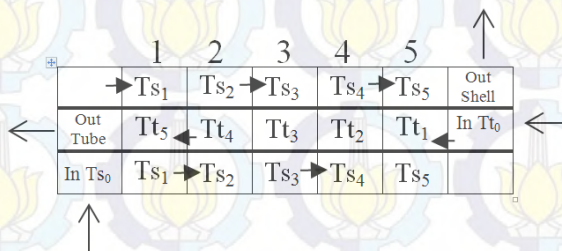
BAB III PERANCANGAN SISTEM

Pada bab ini dibahas mengenai perancangan sistem secara detail meliputi, langkah kerja pembuatan tugas akhir, perancangan dan pemodelan *plant* serta pembuatan kontroler *Model Predictive Kontrol* (MPC) berbasis model fuzzy takagi sugeno pada MATLAB. Pada perancangan dan pemodelan *plant* akan ditampilkan persamaan model matematika *Heat Exchanger* keseluruhan serta hasil rancangan *block diagram plant*. Sedangkan perancangan kontroler berisi tentang langkah pembuatan kontroler *Model Predictive Kontrol* (MPC) dengan model yang berbasis *fuzzy* takagi sugeno pada MATLAB.

3.1 Perancangan dan Pemodelan Plant

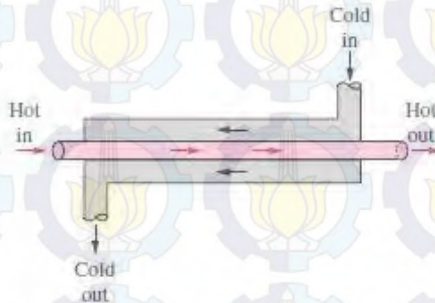
Dalam tahapan ini langkah pertama yang akan dilakukan adalah identifikasi sistem dari *Heat Exchanger*. Untuk menunjang pembuatan sistem maka diperolehkannya pemodelan matematis yang diperoleh pada *Heat Exchanger* sebuah *paper* dengan judul “*Modeling of a Dynamic Countercurrent Tubular Heat Exchanger*” Antonio menuliskan dalam sebuah *paper* tersebut mengenai bentuk dengan proses *nonlinear* suatu sistem *Heat Exchanger*.

Untuk memperoleh hasil yang maksimal *Heat Exchanger* dibagi menjadi N bagian yang sama besar, pada tugas akhir ini dibagi menjadi 5 bagian (Gambar 3.1) dengan panjang perbagian 1.808 meter. Dengan asumsi bahwa temperatur pada satu *zona* akan seragam / sama berapapun jumlah pembagian *zona*.



Gambar 3.1 Pembagian zona Heat Exchanger

Heat Exchanger jenis ini memiliki karakteristik kedua *fluida* (panas dan dingin) masuk ke *Heat Exchanger* dengan arah berlawanan atau *heat exchanger counter-current flow*, dan keluar pada sisi yang berlawanan sistem ini dapat dilihat pada Gambar 3.2.

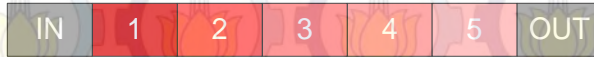


Gambar 3.2 Sketsa Heat Exchanger Counter-Current Flow

Pada tipe ini memungkinkan temperatur *fluida* yang menerima kalor saat terjadi penukaran kalor lebih tinggi dibanding temperatur *fluida* yang memberikan kalor saat meninggalkan penukar kalor. Bahkan idealnya apabila luas permukaan perpindahan kalor adalah tak berhingga dan tidak terjadi rugi-rugi kalor ke lingkungan, maka temperatur *fluida* yang menerima kalor saat keluar dari penukar kalor dapat menyamai temperatur *fluida* yang memberikan kalor saat memasuki proses penukaran kalor. Dengan teori seperti ini jenis penukar kalor berlawanan arah merupakan penukar kalor yang paling efektif.

Fluida dingin akan dialirkan melalui *shell* dan aliran *fluida* panas melalui *tube*. Dengan adanya perbedaan temperatur maka terjadi perpindahan panas antara *tube* dan *shell*. Karena temperatur pada *tube* lebih tinggi dari *shell* maka *tube* akan melepas panas sehingga temperatur *tube* pertama akan lebih tinggi dari pada *tube* kedua, demikian pula pada *tube* kedua yang memiliki temperatur lebih tinggi dari *tube* ketiga, demikian seterusnya hingga *tube* kelima. Panas yang dilepas oleh *tube* akan diserap oleh *shell* sehingga terjadi perubahan temperatur pada *shell*, karena penyerapan panas itulah maka temperatur *fluida* pada *shell* pertama lebih tinggi dari *shell* yang kedua, demikian pula pada *shell* kedua yang memiliki temperatur lebih tinggi dari *shell* yang ketiga, demikian seterusnya hingga *shell* kelima. Proses serah terima panas antara *tube* dan *shell* ini akan terjadi terus menerus pada

zona 1 sampai zona 5, sehingga pada zona kelima diperoleh temperatur *shell* sesuai dengan *setpoint*. Pada Gambar 3.3 dapat dilihat ilustrasi perpindahan panas pada *tube* dan *shell* dibagi menjadi 5 untuk melakukan pertukaran panas.



(a)



(b)

Gambar 3.3 (a). Ilustrasi perpindahan *tube* dan (b). Ilustrasi perpindahan *shell*

Tabel 3.1 Persamaan Koefisien

Konstanta	Nilai	Satuan	Keterangan
U	10.15	Kcal/(m ² .min. °C)	Overall heat transfer
D_{et}	0.02667	m	Diameter eksternal <i>tube</i>
D_{it}	0.02093	m	Diameter internal <i>tube</i>
D_{is}	0.03505	m	Diameter internal <i>shell</i>
L	9.04000	m	Total panjang pipa
P_s	1	Kg/lit (70 °C)	Massa jenis <i>shell</i>
C_{ps}	1	kcal/kg-°C	Kapasitas kalor <i>shell</i>
P_t	1	kg/lit (20 °C)	Massa jenis <i>tube</i>
C_{pt}	1	Kcal/kg°C	Kapasitas kalor <i>shell</i>
ΔL	1.80800	m	Panjang masing-masing pipa
V_t	0.62174	m ³	Volume <i>tube</i>
V_s	0.73400	m ³	Volume <i>shell</i>
α_2	0.62174	-	Konstanta debit <i>shell</i>
β_2	0.73400	-	Konstanta debit <i>tube</i>

Bentuk inialisasi persamaan *nonlinear Heat Exchanger* dibagi menjadi 5 bagian sesuai dengan zona masing-masing seperti yang sudah dijelaskan di bab sebelumnya, didapat persamaan sebagai berikut,

$$U * A = 10.15 * \left(3.14 * \left(\frac{D_{et}}{2} \right)^2 \right)^2$$

$$U * A = 10.15 * \left(3.14 * \left(\frac{0.02667}{2} \right)^2 \right)^2 = 0.017$$

Dimana A adalah luas penampang *fluida* panas / *tube* sedangkan U adalah koefisien perpindahan kalor serta τ_s adalah sensor temperatur di

saluran *fluida* dingin (*shell*) sedangkan τ_t adalah sensor temperatur yang berada pada aliran *steam*.

- Zona 1

$$\frac{d\tau_{s1}}{dt} = \alpha_1(\tau_{s2} - \tau_{s1}) - \alpha_1(\tau_{s0} - \tau_{s1}) + \frac{Q_1}{0.734} \quad (3.1)$$

$$\frac{d\tau_{t1}}{dt} = \beta_1(\tau_{t0} - \tau_{t1}) - \beta_1(\tau_{t2} - \tau_{t1}) - \frac{Q_1}{0.6217} \quad (3.2)$$

$$Q_1 = 0.017(\tau_{t1} - \tau_{s1}) \quad (3.3)$$

- Zona 2

$$\frac{d\tau_{s2}}{dt} = \alpha_1(\tau_{s3} - \tau_{s2}) - \alpha_1(\tau_{s2} - \tau_{s1}) + \frac{Q_2}{0.734} \quad (3.4)$$

$$\frac{d\tau_{t2}}{dt} = \beta_1(\tau_{t1} - \tau_{t2}) - \beta_1(\tau_{t3} - \tau_{t2}) - \frac{Q_2}{0.6217} \quad (3.5)$$

$$Q_2 = 0.017(\tau_{t2} - \tau_{s2}) \quad (3.7)$$

- Zona 3

$$\frac{d\tau_{s3}}{dt} = \alpha_1(\tau_{s4} - \tau_{s3}) - \alpha_1(\tau_{s3} - \tau_{s2}) + \frac{Q_3}{0.734} \quad (3.8)$$

$$\frac{d\tau_{t2}}{dt} = \beta_1(\tau_{t2} - \tau_{t3}) - \beta_1(\tau_4 - \tau_{t3}) - \frac{Q_3}{0.6217} \quad (3.9)$$

$$Q_3 = 0.017(\tau_{t3} - \tau_{s3}) \quad (3.10)$$

- Zona 4

$$\frac{d\tau_{s4}}{dt} = \alpha_1(\tau_{s5} - \tau_{s4}) - \alpha_1(\tau_{s4} - \tau_{s3}) + \frac{Q_4}{0.734} \quad (3.11)$$

$$\frac{d\tau_{t4}}{dt} = \beta_1(\tau_{t3} - \tau_{t4}) - \beta_1(\tau_5 - \tau_{t4}) - \frac{Q_4}{0.6217} \quad (3.12)$$

$$Q_4 = 0.017(\tau_{t4} - \tau_{s4}) \quad (3.13)$$

- Zona 5

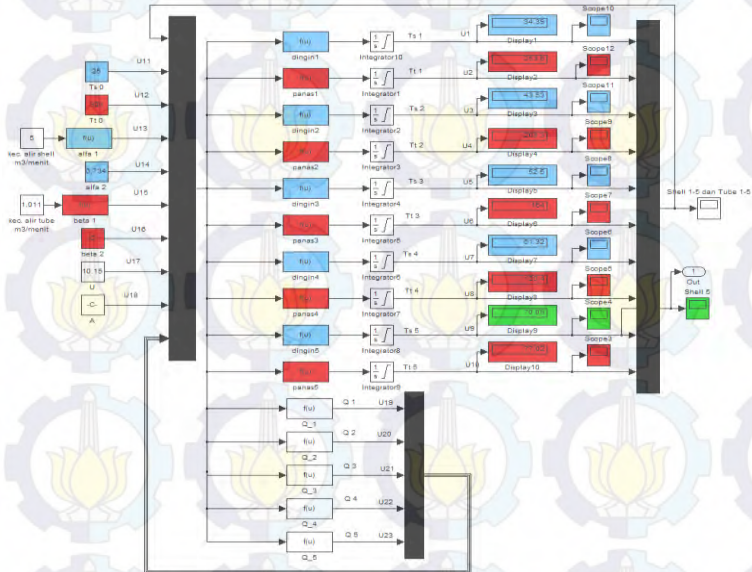
$$\frac{d\tau_{s5}}{dt} = \alpha_1(\tau_{s5} - \tau_{s5}) - \alpha_1(\tau_{s5} - \tau_{s4}) + \frac{Q_5}{0.734} \quad (3.14)$$

$$\frac{d\tau_{t5}}{dt} = \beta_1(\tau_{t4} - \tau_{t5}) - \beta_1(\tau_5 - \tau_{t5}) - \frac{Q_5}{0.6217} \quad (3.15)$$

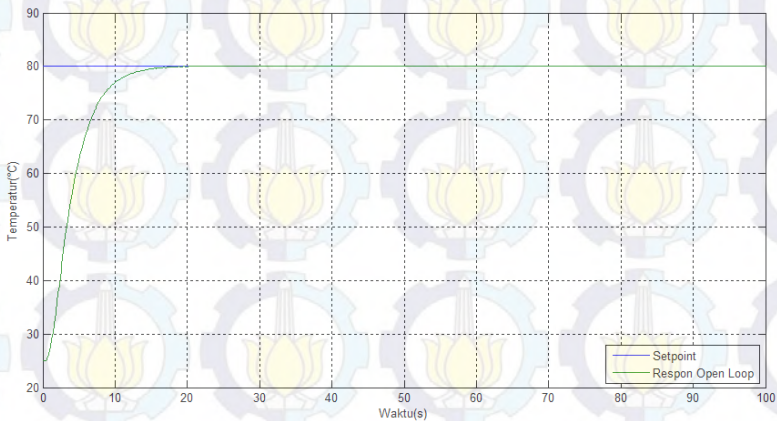
$$Q_5 = 0.017(\tau_{t5} - \tau_{s5}) \quad (3.16)$$

Setelah diperoleh pemodelan *plant*, langkah selanjutnya adalah melakukan identifikasi *plant* agar dapat mengetahui karakteristik *plant* tersebut. Proses identifikasi ini dengan cara melakukan simulasi *plant* secara *open loop* menggunakan Matlab (Gambar 3.3).

Dengan memberikan nilai kecepatan aliran *fluida* dingin 5 m³/menit, dan kecepatan *fluida* panas 1.011 m³/menit, suhu *fluida* dingin 25°C, suhu *fluida* panas 300°C, dan durasi simulasi 100s, maka diperolehkan respons *open loop* dari temperatur yang menunjukkan respons dapat mencapai kondisi *settling time* dengan selang waktu 20 detik seta mencapai kestabilannya pada nilai 80°C yang terlihat pada Gambar 3.4. Setelah mendapatkan hasil respons dari sistem *open loop* selanjutnya dirancang system Model Predictice Control dengan model berbasis fuzzy takagi sugeno untuk meminimalkan waktu mencapai *settling time*.



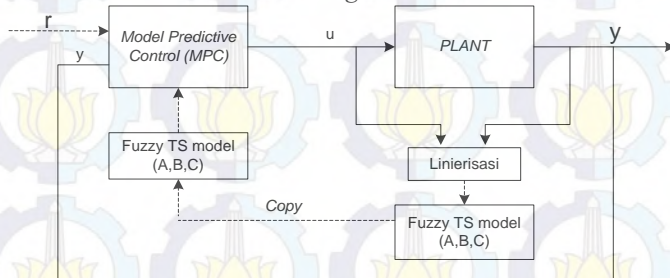
Gambar 3.4 Tampilan Blok Diagram Plant Heat Exchanger Nonlinear pada MATLAB



Gambar 3.5 Tampilan Hasil Simulasi Plant Heat Exchanger Nonlinear pada MATLAB

3.2 Desain Kontroler

Kontroler dirancang sedemikian rupa hingga memperoleh respons sistem sesuai dengan kriteria yang diinginkan. Metode kontrol *model predictive control* dengan model berbasis *fuzzy* takagi sugeno dapat beradaptasi dengan baik terhadap *plant heat exchanger* dengan input berubah ubah dan beban tetap, maka dapat memperoleh efek kontrol yang baik pada sistem. Gambar 3.6 adalah diagram blok kontroler yang digunakan dalam sistem *heat exchanger*.



Gambar 3.6 Diagram Blok Kontroler

3.3 Pemodelan Fuzzy Takagi Sugeno

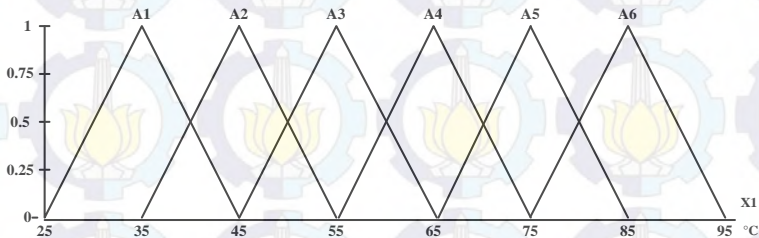
Pada model fuzzy takagi sugeno, terdapat aturan plant dan dan aturan kontroler. Aturan palnt dibangun bedasarkan model matematika

plant. Model linier plant tersebut dirangkai menjadi aturan *if premise then consequences*. Oleh karena itu, area kerja digunakan untuk linearisasi merupakan variabel premis dalam aturan plant, sedangkan konsekuensinya adalah model linear yang didapatkan

Aturan plant i:

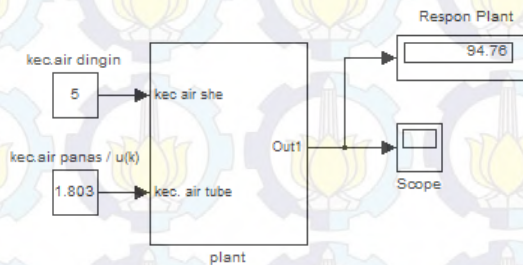
$$\text{If } x_i \text{ is } M_i \text{ Then } x(k+1) = A_i x(k) + B_i u(k) \quad (3.17)$$

Dengan M_i adalah fungsi keanggotaan yang mempunyai pusat di area kerja i , dan bentuk fungsi keanggotaan yang digunakan adalah segitiga seperti yang terlihat pada Gambar 3.7 dengan X_1 adalah area kerja temperatur pada heat exchanger.



Gambar 3.7 Fungsi keanggotaan aturan plant

Dari data keanggotaan Gambar 3.7 maka dicari nilai $u(k)$ untuk representasi hasil temperatur pada set point fungsi keanggotaan dengan bantuan simulik pada gambar 3.8,



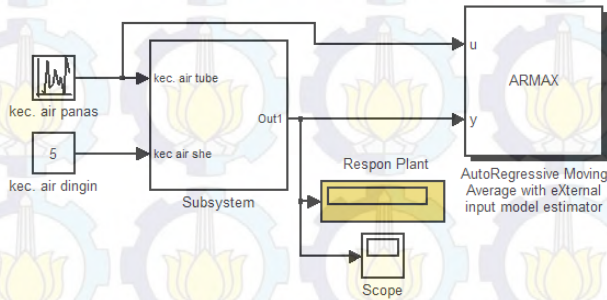
Gambar 3.8 Tampilan Block diagram pengujian nilai $u(k)$

Dari hasil pengujian dapat dilihat pada tabel 3.2 yang representasikan nilai setpoint temperatur pada fungsi keanggotaan,

Tabel 3.2 Nilai $u(k)$ terhadap output plant

$u(k)$ m ³ /menit	Output Plant(°C)	$u(k)$ m ³ /menit	Output Plant(°C)
0.000	25	0.875	65
0.191	35	0.151	75
0.395	45	1.459	85
0.625	55	1.803	95

Di dapat hasil linearisasi daerah kerja fungsi keanggotaan menggunakan MATLAB dengan pendekatan ARMAX orde 2, pada Simulink yang dapat dilihat pada Gambar 3.8, sebagai berikut:



Gambar 3.9 Tampilan Block diagram Pendekatan ARMAX

Area kerja A_1 yaitu antara 25°C sampai 45°C, dilakukan linierisasi dengan pendekatan ARMAX orde2 serta nilai aliran panas / $u(k)$ random antara 0 sampai 0,395 m³/menit didapat *transfer function* pada persamaan 3.18 dan 3.19 dalam bentuk persamaan *state space*.

$$H(z) = \frac{9.49072 z - 2.5385}{z^2 - 0.70776 z - 0.2287} \quad (3.18)$$

$$x(k+1) = \begin{bmatrix} 0 & 0.22870 \\ 1 & 0.70776 \end{bmatrix} x(k) + \begin{bmatrix} -2.5385 \\ 9.4907 \end{bmatrix} u(k) \quad (3.19)$$

A_1 B_1

Area kerja A_2 yaitu antara 35°C sampai 55°C , dilakukan linierisasi dengan pendekatan ARMAX orde2 serta nilai aliran panas / $u(k)$ random antara 0,191 sampai 0,625 m^3/menit didapat *transfer function* pada persamaan 3.20 dan 3.21 dalam bentuk persamaan *state space*.
:

$$H(z) = \frac{1.7637 z - 1.759}{z^2 - 1.9546 z + 0.95461} \quad (3.20)$$

$$x(k+1) = \begin{bmatrix} 0 & -0.95461 \\ 1 & 1.9546 \end{bmatrix} x(k) + \begin{bmatrix} -1.759 \\ 1.7637 \end{bmatrix} u(k) \quad (3.21)$$

$A_2 \qquad \qquad \qquad B_2$

Area kerja A_3 yaitu antara 45°C sampai 65°C , dilakukan linierisasi dengan pendekatan ARMAX orde2 serta nilai aliran panas / $u(k)$ random antara 0,395 sampai 0,875 m^3/menit didapat *transfer function* pada persamaan 3.22 dan 3.23 dalam bentuk persamaan *state space*.

$$H(z) = \frac{1.6573 z - 1.6495}{z^2 - 1.9454 z + 0.94549} \quad (3.22)$$

$$x(k+1) = \begin{bmatrix} 0 & -0.94549 \\ 1 & 1.9454 \end{bmatrix} x(k) + \begin{bmatrix} -1.6495 \\ 1.6573 \end{bmatrix} u(k) \quad (3.23)$$

$A_3 \qquad \qquad \qquad B_3$

Area kerja A_4 yaitu antara 55°C sampai 75°C , dilakukan linierisasi dengan pendekatan ARMAX orde2 serta nilai aliran panas / $u(k)$ random antara 0,625 sampai 1,151 m^3/menit didapat *transfer function* pada persamaan 3.24 dan 3.25 dalam bentuk persamaan *state space*.

$$H(z) = \frac{1.5773 z - 1.5691}{z^2 - 1.9417 z + 0.9418} \quad (3.24)$$

$$x(k+1) = \begin{bmatrix} 0 & -0.94163 \\ 1 & 1.9415 \end{bmatrix} x(k) + \begin{bmatrix} -1.5691 \\ 1.5773 \end{bmatrix} u(k) \quad (3.25)$$

$A_4 \qquad \qquad \qquad B_4$

Area kerja A_5 yaitu antara 65°C sampai 85°C , dilakukan linierisasi dengan pendekatan ARMAX orde2 serta nilai aliran panas / $u(k)$ random

antara 0.875 sampai 1.459 m³/menit didapat *transfer function* pada persamaan 3.26 dan 3.27 dalam bentuk persamaan *state space*.

$$H(z) = \frac{1.5618 z - 1.5535}{z^2 - 1.9415 z + 0.94163} \quad (3.26)$$

$$x(k+1) = \begin{bmatrix} 0 & -0.94163 \\ 1 & 1.9415 \end{bmatrix} x(k) + \begin{bmatrix} -1.5535 \\ 1.5618 \end{bmatrix} u(k) \quad (3.27)$$

$A_5 \qquad B_5$

Area kerja A₆ yaitu antara 75°C sampai 95°C, dilakukan linierisasi dengan pendekatan ARMAX orde2 serta nilai aliran panas / u(k) random antara 1.151 sampai 1.803 m³/menit didapat *transfer function* pada persamaan 3.18 dan 3.19 dalam bentuk persamaan *state space*.

$$H(z) = \frac{1.4094 z - 1.4018}{z^2 - 1.9345 z + 0.93464} \quad (3.28)$$

$$x(k+1) = \begin{bmatrix} 0 & -0.93464 \\ 1 & 1.9345 \end{bmatrix} x(k) + \begin{bmatrix} -1.4018 \\ 1.4094 \end{bmatrix} u(k) \quad (3.29)$$

$A_6 \qquad B_6$

Dengan Matriks C tetap dan D=0 karna sistem ini dianggap tidak ada gangguan.

$$y(k) = [0 \quad 1]x(k) \quad D = 0$$

Dari representasi fungsi keanggotaan aturan plant dimana X₁ temperatur terprediksi dari kontroler, dan digunakan model 6 rules yang sebagai berikut,

Model Rule 1 : **IF** X₁ **is** A₁ **Then** x(k+1) = A₁ x(k) + B₁ u(k)

Model Rule 2 : **IF** X₁ **is** A₂ **Then** x(k+1) = A₂ x(k) + B₂ u(k)

Model Rule 3 : **IF** X₁ **is** A₃ **Then** x(k+1) = A₃ x(k) + B₃ u(k)

Model Rule 4 : **IF** X₁ **is** A₄ **Then** x(k+1) = A₄ x(k) + B₄ u(k)

Model Rule 5 : **IF** X_1 **is** A_5 **Then** $x(k+1) = A_5 x(k) + B_5 u(k)$

Model Rule 6 : **IF** X_1 **is** A_6 **Then** $x(k+1) = A_6 x(k) + B_6 u(k)$

Mengingat sepasang $(x(k); u(k))$, input variabel model fuzzy disimpulkan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} x(k+1) &= \frac{\sum_{i=1}^r w_i(X_1(k))\{A_i x(k) + B_i u(k)\}}{\sum_{i=1}^r w_i(X_1(k))} \\ &= \sum_{i=1}^r h_i(X_1(k))\{A_i x(k) + B_i u(k)\} \end{aligned} \quad (3.30)$$

$Ax(z)$ dan $Bu(z)$ dapat diturunkan dari proses *defuzzification* sebagai:

$$Ax(z) = \frac{\sum_{i=1}^r w_i(X_1(k))A_i x(k)}{\sum_{i=1}^r w_i(X_1(k))} \quad (3.31)$$

$$Bu(z) = \frac{\sum_{i=1}^r w_i(X_1(k))B_i u(k)}{\sum_{i=1}^r w_i(X_1(k))} \quad (3.32)$$

3.4 Perancangan Kontroler MPC

Dalam perancangan kontroler MPC, terdapat beberapa tahapan yang harus dilakukan seperti ditunjukan pada diagram alir perancangan MPC. Pencarian parameter fungsi alir yang didapat dari hasil pemodelan fuzzy sebagai berikut:

1. Membuat model *augmented*

Pembuatan *augmented model*. Tujuan dari model *augmented* adalah bahwa model tersebut digunakan dalam perancangan *Model Predictive Control*. *Augmented* didapatkan dari persamaan *state space plant* [3].

a) *State space plant*

$$x_m(k+1) = A_m x_m(k) + B_m u(k)$$

$$y(k) = C_m x_m(k)$$

Matrik A_m , B_m , dan C_m di dapat dari hasil pemodelan fuzzy takagi sugeno dan merupakan representasi *plant* dari *heat exchanger* yang akan dimasukkan sebagai parameter untuk mendapatkan matrik *augmented*. Dengan menggunakan persamaan, maka akan didapatkan *augmented model* matrik A , B dan C berturut-turut sebagai berikut.

b) *Augmented model*

$$\begin{array}{c} x(k+1) \\ \left[\begin{array}{c} \Delta x_m(k+1) \\ y(k+1) \end{array} \right] = \overbrace{\left[\begin{array}{cc} A_m & O_m^T \\ C_m A_m & 1 \end{array} \right]}^A \overbrace{\left[\begin{array}{c} x(k) \\ y(k) \end{array} \right]}^{x(k)} + \overbrace{\left[\begin{array}{c} B_m \\ C_m B_m \end{array} \right]}^B \Delta u(k) \\ y(k) = \overbrace{\left[\begin{array}{cc} O_m & 1 \end{array} \right]}^C \overbrace{\left[\begin{array}{c} \Delta x_m(k) \\ y(k) \end{array} \right]}^{x(k)} \end{array}$$

2. Menentukan nilai N_p dan N_c

N_p (prediction horizon) adalah jumlah sampel yang akan datang dari yang diprediksikan kontroler prediksi dari keluaran plant, ilustrasi dari penambahan waktu untuk prediksi horizontal. Sedangkan N_c (control horizon) adalah jumlah sample antara prediktif horizontal, dimana kontrol prediktif dapat pengaruh dari aksi kontrol.

3. Menentukan prediksi *state* dan variabel keluaran

Tujuan dari menentukan prediksi *state* dan variabel keluaran adalah untuk mendapatkan matrik F dan Φ , sehingga dapat ditentukan vektor keluaran dengan menggunakan persamaan.

$$F = \begin{bmatrix} CA \\ CA^2 \\ \vdots \\ CA^{N_p} \end{bmatrix}; \Phi = \begin{bmatrix} CB & 0 & \dots & 0 \\ CAB & CB & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ CA^{N_p-1}B & CA^{N_p-2}B & \dots & CA^{N_p-N_c}B \end{bmatrix}$$

Pada perumusan tersebut terdapat matrik F dan Φ . Matrik F sebagai faktor pengali untuk prediksi state dengan dimensi sebesar N_p . sedangkan matrik Φ sebagai faktor pengali untuk selisih sinyal kontrol dengan dimensi sebesar N_c .


4. Mencari $u(k)$

Sinyal $u(k)$ adalah sinyal kontrol plant di dapatkan dari persamaan berikut,

$$U(k) = \overbrace{[1 \ 0 \ \dots \ 0]}^{N_c} (\Phi^T \Phi + R)^{-1} \Phi^T (\bar{R}_s r(k) - Fx(k)) \quad (3.34)$$

5. Optimisasi Sinyal Kontrol

Agar keluaran sistem sedekat mungkin dengan sinyal referensi maka diperlukan optimisasi sinyal kontrol. Dengan menggunakan persamaan $J = (R_s - Y)^T (R_s - Y) + \Delta U^T \bar{R} \Delta U$, dengan R_s adalah bobot pengali untuk sinyal error sedangkan \bar{R} pengali bobot sinyal kontrol maka akan didapatkan sinyal kontrol yang diinginkan dan digunakan dalam penelitian ini.



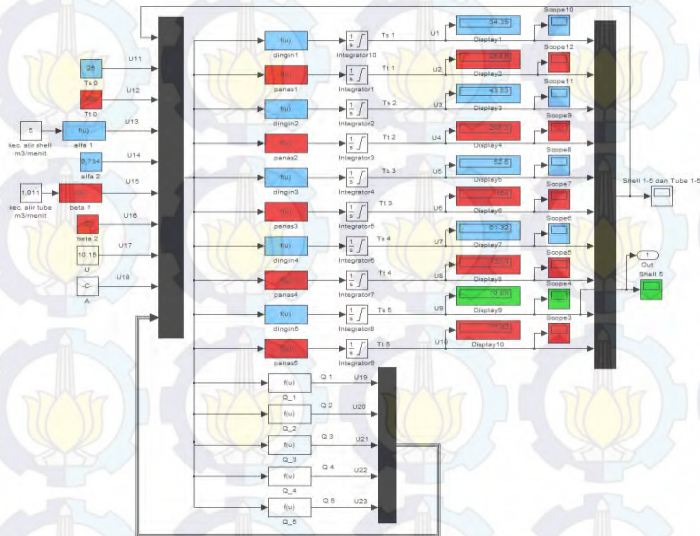
Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB IV PENGUJIAN DAN ANALISA DATA

Berdasarkan metodologi dan perancangan sistem yang telah dilakukan dan dibahas pada bab III, maka selanjutnya dilakukan proses simulasi terhadap sistem perancangan dan *plant* dengan cara mengintegrasikan sistem, kemudian dari hasil diperoleh beberapa analisa dan apakah kontroler mampu mengikuti perubahan set point pada *plant* atau tidak, serta membandingkan terhadap kriteria yang diinginkan..

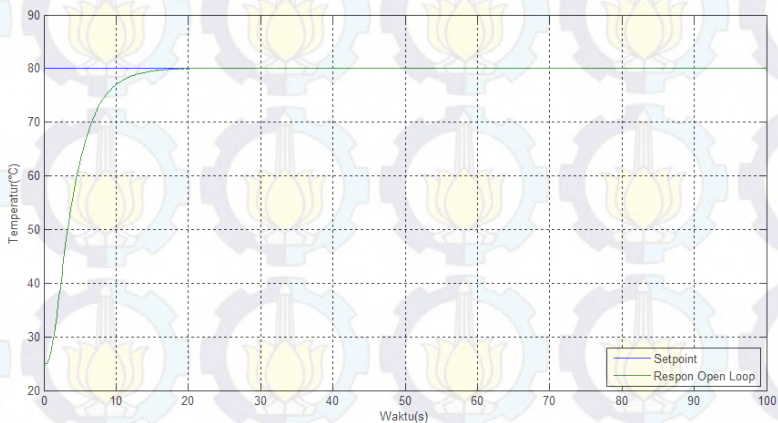
4.1 Simulasi *Plant Open loop*

Pengujian respon sistem berdasarkan model matematika yang telah di paparkan pada bab 2 dan bab 3, dengan menggunakan model *open loop* yang bertujuan untuk mengetahui respon dari *plant*, yang selanjutnya respon tersebut dianalisa untuk perancangan *model predictive control* berbasis model *fuzzy* takagi sugeno pada *plant heat exchanger*, sehingga output respon diharapkan sesuai terhadap kriteria yang diinginkan. Pada Gambar 4.1 adalah proses mengujian dengan sistem *open loop* dari *plant heat exchanger*.



Gambar 4.1 Diagram Plant Nonlinear Open loop

Berdasarkan Gambar 4.1 dapat diketahui terdapat keterkaitan antara kecepatan alir *fluida* panas, kecepatan alir *fluida* dingin dan temperatur *fluida* dingin (*shell*) yang dihasilkan. Perubahan temperatur *fluida* dingin pada temperatur *shell* zona 5 sangat tergantung pada kecepatan alir panas (alir *tube*) maupun kecepatan alir *fluida* dingin, jika alir *fluida* panas di percepat dan kecepatan alir *fluida* dingin tetap maka *fluida* output temperatur pada *fluida* dingin akan meningkat, sedangkan aliran *fluida* panas akan meningkat, ini terjadi karena terjadi proses perpindahan kalor. Untuk mengetahui hasil respon *plant* keluar *shell* / aliran dingin pada zona 5 ditunjukkan pada Gambar 4.2.



Gambar 4.2 Respons Open Loop Temperatur

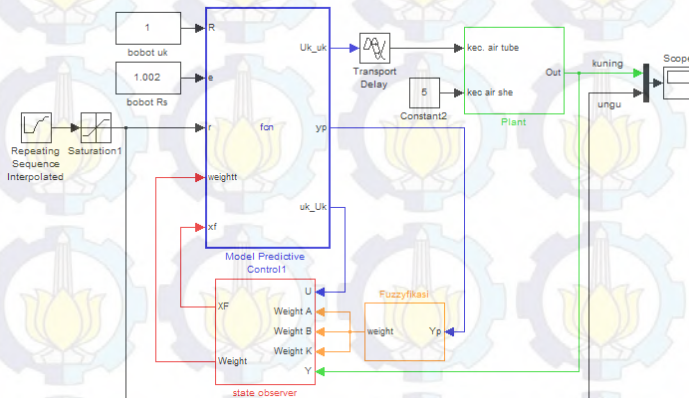
Dengan memberikan nilai kecepatan aliran *fluida* dingin 5 liter/menit, dan kecepatan *fluida* panas 1.302 m³/menit, suhu *fluida* dingin 25°C, suhu *fluida* panas 300°C, dan durasi simulasi 100s, maka diperoleh respons *open loop* dari temperatur yang menunjukkan respons cepat dan mencapai kestabilannya pada nilai 80°C, menunjukkan *settling time* 25s dan terjadi time delay 0.2s.

Pada hasil respons *open loop*, dengan mengatur *flow* pada *fluida* panas dan *fluida* dingin dan *flow* dibuat konstan, hal inilah yang kemudian menjadi dasar untuk menjaga respons dari sistem *heat exchanger* apabila input temperatur bervariasi dan adanya perubahan beban, maka pada sistem *plant heat exchanger* perlu ditambahkan kontroler yang mampu beradaptasi dengan perubahan beban dan set

point. Dengan adanya kontroler pada *plant heat exchanger* diharapkan agar output dari *heat exchanger* sesuai dengan kriteria, sehingga dapat membantu untuk proses penelitian atau untuk proses selanjutnya.

4.2 Simulasi Sistem Menggunakan Kontroler

Tujuan dari uji coba dan analisa adalah untuk mengetahui kinerja pengendali MPC yang menggunakan model berbasis *fuzzy* takagi sugeno dengan parameter yang berbeda-beda. Untuk semua langkah pengujian yang dilakukan, model *heat exchanger* diberikan sinyal acuan(*trajectory*) yang berubah pada waktu pencuplikan tertentu. Dengan pengujian ini, keterbatasan dan keandalan dari kontroler yang telah dirancang sebelumnya dapat diketahui, apakah respon keluaran *plant* dapat mengikuti(*trajectory*) sinyal acuan atau tidak. Untuk mengetahui pengaruh bobot optimasi dan pengaruh variasi nilai prediksi terhadap hasil MPC, nilai parameter kontrol horizon dibuat tetap yaitu 2 dan prediksi horizon bervariasi (10,15 dan 20) serta bobot optimasi yang terdapat pada *cost function* $J = (R_s - Y)^T(R_s - Y) + \Delta U^T \bar{c} \Delta U$. Dengan R_s sebagai bobot *error* dengan nilai variasi 1, 1.02 dan 1.03, serta nilai \bar{R} adalah nilai bobot sinyal kontrol, dalam pengujian uji nilai \bar{R} dianggap tetap dalam kata lain nilai $u(k)$ tidak diminimalkan atau diperbesar. Diagram simulasi *plant Heat Exchanger* menggunakan kontroler *Model Predictive Control* (MPC) yang menggunakan model berbasis *fuzzy* takagi sugeno ditunjukkan pada Gambar 4.3.



Gambar 4.3 Diagram Simulasi Plant Heat Exchanger dengan Kontroler MPC

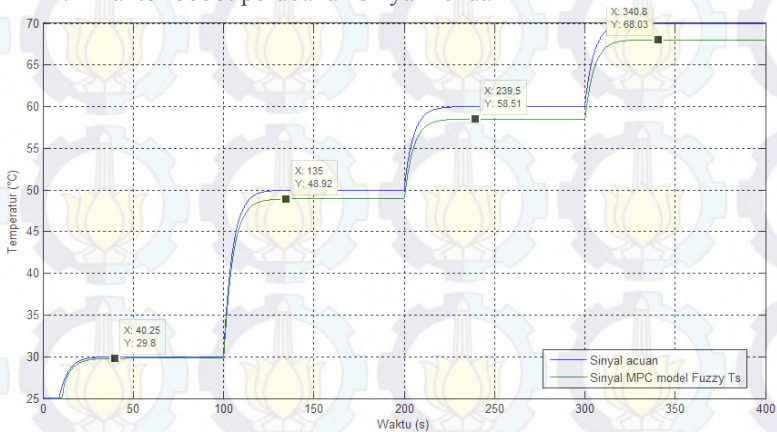
4.2.1 Kontroler Dengan Prediksi Horizon 10

Untuk mengetahui apakah kontroler dapat bekerja pada kondisi beban aliran *fluida* dingin sebesar 5 m³/menit dengan temperatur 25°C. Simulasi dilakukan selama 400s dengan setpoint yang diberikan untuk menguji performa sistem adalah *fluida* dingin yang nilainya berubah – ubah dari 30°C, 50°C, 60°C, dan 70°C, dengan perubahan per 100s.

4.2.1.1 Kontroler dengan faktor bobot kesalahan $R_s = 1$

Plant akan diberikan input dari sinyal kontrol yang diberikan oleh kontroler MPC dengan model berbasis *fuzzy* takagi sugeno, kontroler yang digunakan dengan parameter sebagai berikut:

1. Nilai kontrol horizon (N_c) = 2
2. Nilai prediksi horizon (N_p) = 10
3. Faktor bobot kesalahan $R_s = 1$
4. Faktor bobot perubahan sinyal kendali $\bar{R} = 1$



Gambar 4.4 Hasil Respons Kontroler MPC berbasis model Fuzzy TS dengan $N_p=10$, $N_c=2$, $\bar{R}=1$, $R_s=1$

Berdasarkan hasil simulasi yang ditunjukkan pada Gambar 4.4, respons warna biru menunjukkan *setpoint* atau keluaran yang diinginkan sedangkan warna hijau menunjukkan keluaran dari *plant*. Kontroler dapat memprediksi keluaran 10 langkah kedepan dengan baik hal ini dapat dilihat bahwa *setpoint* (biru), yang ditunjukkan pada tabel 4.1.

Tabel 4.1. Respons dengan $N_p=10$, $R_s=1$

Set point(°C)	Sinyal MPC model Fuzzy TS	
	Settling time	Error
30°C	40,25 detik	0.66%
50°C	35 detik	2,16%
60°C	39,5 detik	2,48%
70°C	40,8 detik	2,81%

Dari Tabel 4.1 menunjukkan untuk mencapai keadaan *Settling time* pada *setpoint* 30°C selama 40,25 detik dengan kesalahan sekitar 0.66%. dengan kenaikan ke *setpoint* 50°C di waktu 100s sinyal respons mencapai kondisi *Settling time* pada detik ke 35s dan mengalami kesalahan 2.16%.

Pada kenaikan *setpoint* 60°C, sinyal respons mencapai kondisi *Settling time* dengan 39,5s dan mengalami kesalahan 2,48%. Pada waktu ke 300s *setpoint* dinaikkan kembali ke temperatur 70°C, pada *setpoint* ini terjadi kesalahan kembali sebesar 2,81%. Kontroler dapat memprediksi keluaran 10 langkah kedepan(hijau) dapat dilihat bahwa dapat *trajectory* set point(biru) yang diinginkan, walaupun dengan perubahan *setpoint* yang dihasilkan dapat memperbaiki perubahan beban tersebut dan dapat mencapai kondisi stabil kembali, namun terjadi peningkatan kesalahan setiap peningkatan *setpoint*.

4.2.1.2 Kontroler dengan kenaikan nilai R_s 2%(1.02)

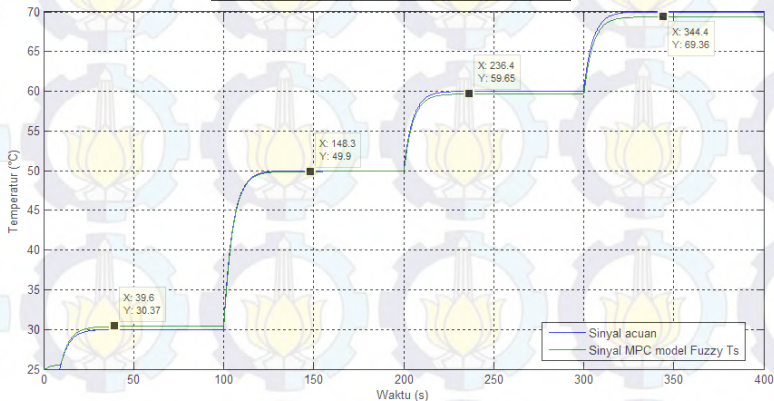
Plant akan diberikan input dari sinyal kontrol yang diberikan oleh kontroler MPC dengan model berbasis *fuzzy* takagi sugeno, kontroler yang digunakan dengan parameter sebagai berikut:

1. Nilai kontrol horizon (N_c) = 2
2. Nilai prediksi horizon (N_p) = 10
3. Faktor bobot kesalahan $R_s = 1.02$
4. Faktor bobot perubahan sinyal kendali $\bar{R} = 1$

Berdasarkan hasil simulasi yang ditunjukkan pada Gambar 4.5, respons warna biru menunjukkan *setpoint* atau keluaran yang diinginkan sedangkan warna hijau menunjukkan keluaran dari *plant*. Kontroler dapat memprediksi keluaran 10 langkah kedepan dengan baik hal ini dapat dilihat bahwa *setpoint* (biru), yang ditunjukkan pada tabel 4.2.

Tabel 4.2. Respons dengan $N_p=10$, $R_s=1,02$

Set point(°C)	Sinyal MPC model Fuzzy TS	
	Settling time	Error
30°C	39,6 detik	1,20%
50°C	48,3 detik	0,20%
60°C	36,4 detik	0,58%
70°C	44,4 detik	0,91%



Gambar 4.5 Hasil Respons Kontroler MPC berbasis model Fuzzy TS dengan $N_p=10$, $N_c=2$, $\bar{R}=1$, $R_s=1.02$

Dari Tabel 4.2 menunjukan untuk mencapai keadaan *Settling time* pada *setpoint* 30°C selama 39,6 detik dengan kesalahan sekitar 1.2% dan melebihi nilai *setpoint*. dengan kenaikan ke *setpoint* 50°C di waktu 100s sinyal respons mencapai kondisi *Settling time* di 48,3s dan mengalami kesalahan 0,20%.

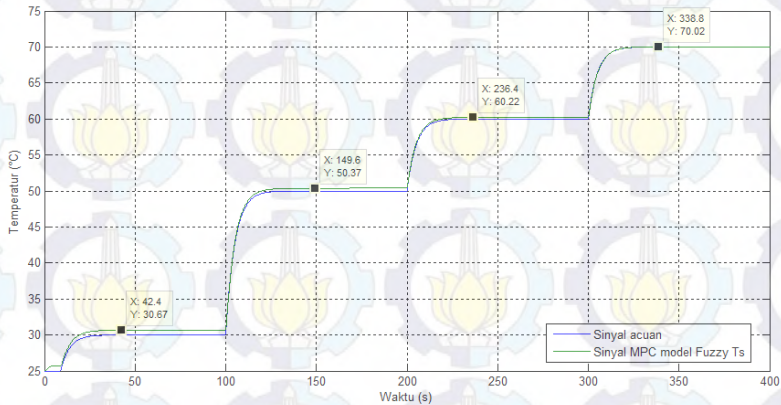
Pada kenaikan *setpoint* 60°C, sinyal respons mencapai kondisi *Settling time* selama 36,4s dan mengalami kesalahan 0,58%. Pada waktu ke 300s *setpoint* naikan kembali ke temperatur 70°C, pada *setpoint* ini terjadi kesalahan kembali sebesar 0.91%. Kontroler dapat memprediksi keluaran 10 langkah kedepan(hijau) dapat dilihat bahwa dapat *trajectory* set point(biru) yang diinginkan, walaupun dengan perubahan *setpoint* yang dihasilkan dapat memperbaiki perubahan beban tersebut dan dapat mencapai kondisi stabil kembali, namun terjadi peningkatan kesalahan setiap peningkatan *setpoint*.

4.2.1.3 Kontroler dengan kenaikan nilai R_s 3%(1.03)

Plant akan diberikan input dari sinyal kontrol yang diberikan oleh kontroler MPC dengan model berbasis *fuzzy* takagi sugeno, kontroler yang digunakan dengan parameter sebagai berikut:

1. Nilai kontrol horizon (N_c) = 2
2. Nilai prediksi horizon (N_p) = 20
3. Faktor bobot kesalahan $R_s = 1.03$
4. Faktor bobot perubahan sinyal kendali $\bar{R} = 1$

Berdasarkan hasil simulasi yang ditunjukkan pada Gambar 4.6, respons warna biru menunjukkan *setpoint* atau keluaran yang diinginkan sedangkan warna hijau menunjukkan keluaran dari *plant*.



Gambar 4.6 Hasil Respons Kontroler MPC berbasis model Fuzzy TS dengan $N_p=10$, $N_c=2$, $\bar{R}=1$, $R_s=1.03$

Kontroler dapat memprediksi keluaran 10 langkah kedepan dengan baik hal ini dapat dilihat bahwa *setpoint* (biru), yang ditunjukan pada tabel 4.3.

Tabel 4.3. Respons dengan $N_p=10$, $R_s=1.03$

Set point(°C)	Sinyal MPC model Fuzzy TS	
	Settling time	Error
30°C	42,6 detik	2,23%
50°C	49,6 detik	0,74%
60°C	36,4 detik	0,36%
70°C	38,8 detik	0,02%

Dari Tabel 4.3 menunjukkan pada saat *setpoint* 30°C sampai 60°C melebihi *setpoint*. Pada *setpoint* 30°C selama 42,6 detik dengan kesalahan sekitar 2,23%. Dengan kenaikan ke *setpoint* 50°C di waktu 100s sinyal respons mencapai kondisi *Settling time* selama 49,9 dan mengalami kesalahan 0,74% namun melebihi *setpoint*.

Pada kenaikan *setpoint* 60°C, sinyal respons mencapai kondisi *Settling time* selama 36,4s dan mengalami kesalahan 0.36%. Pada waktu ke 300s *setpoint* naikan kembali ke temperatur 70°C, pada *setpoint* ini terjadi kesalahan kembali sebesar 0.02%. Kontroler dapat memprediksi keluaran 10 langkah kedepan(hijau) dapat dilihat bahwa dapat *trajectory* set point(biru) yang diinginkan, walaupun dengan perubahan *setpoint* yang dihasilkan dapat memperbaiki perubahan beban tersebut dan dapat mencapai kondisi stabil kembali, namun terjadi peningkatan kesalahan setiap peningkatan *setpoint*.

4.2.2 Kontroler Dengan Prediksi Horizon 15

Untuk mengetahui apakah kontroler dapat bekerja pada kondisi beban aliran *fluida* dingin sebesar 5 m³/menit dengan temperatur 25°C. Simulasi dilakukan selama 400s dengan *setpoint* yang diberikan untuk menguji performa sistem adalah *fluida* dingin yang nilainya berubah – ubah dari 30°C, 50°C, 60°C, dan 70°C, dengan perubahan per 100s.

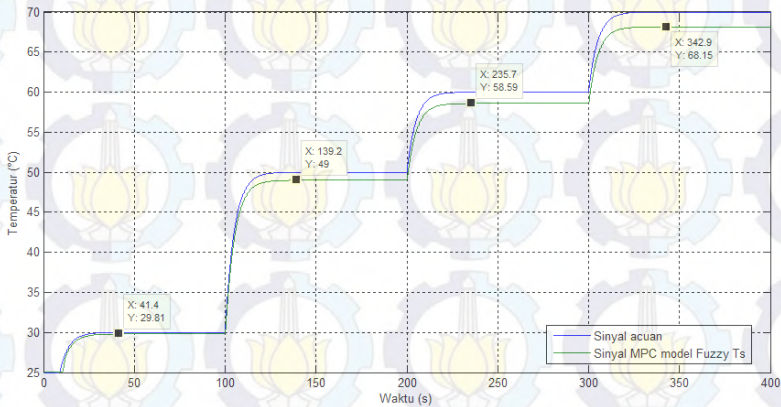
4.2.2.1 Kontroler dengan faktor bobot kesalahan $R_s = 1$

Plant akan diberikan input dari sinyal kontrol yang diberikan oleh kontroler MPC dengan model berbasis *fuzzy* takagi sugeno, kontroler yang digunakan dengan parameter sebagai berikut:

1. Nilai kontrol horizon (N_c) = 2
2. Nilai prediksi horizon (N_p) = 15
3. Faktor bobot kesalahan $R_s = 1$
4. Faktor bobot perubahan sinyal kendali $\bar{R} = 1$

Tabel 4.4. Respons dengan $N_p=15$, $R_s=1$

Set point(°C)	Sinyal MPC model Fuzzy TS	
	Settling time	Error
30°C	41,4 detik	0,63%
50°C	39,2 detik	2,00%
60°C	35,7 detik	2,35%
70°C	42,9 detik	2,64%



Gambar 4.7 Hasil Respons Kontroler MPC berbasis model Fuzzy TS dengan $N_p=15$, $N_c=2$, $\bar{R}=1$, $R_s=1$

Berdasarkan hasil simulasi yang ditunjukkan pada Gambar 4.7, respons warna biru menunjukkan *setpoint* atau keluaran yang diinginkan sedangkan warna hijau menunjukkan keluaran dari *plant*. Kontroler dapat memprediksi keluaran 15 langkah kedepan dengan baik hal ini dapat dilihat bahwa *setpoint* (biru), yang ditunjukkan pada tabel 4.4.

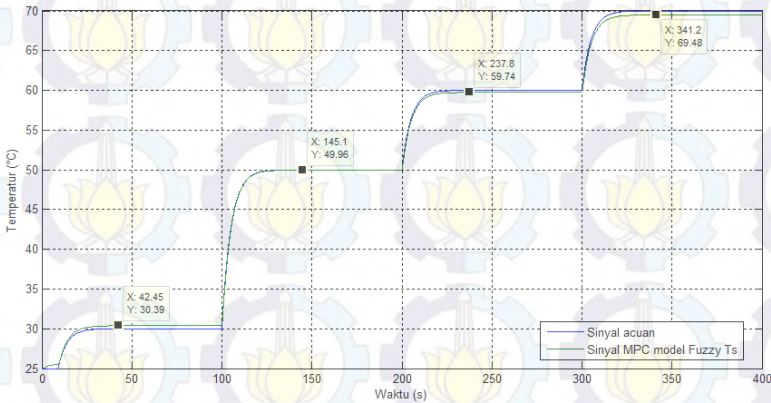
Dari Tabel 4.4 menunjukan untuk mencapai keadaan *Settling time* pada *setpoint* 30°C selama 41,4s dengan kesalahan sekitar 0.63%. dengan kenaikan ke *setpoint* 50°C di waktu 100s sinyal respons mencapai kondisi *Settling time* selama 39,2 dan mengalami kesalahan 2,00%.

Pada kenaikan *setpoint* 60°C, sinyal respons mencapai kondisi *Settling time* selama 35,7s dan mengalami kesalahan 2,35%. Pada waktu ke 300s *setpoint* naikan kembali ke temperatur 70°C, pada *setpoint* ini terjadi kesalahan kembali sebesar 2,64%. Kontroler dapat memprediksi keluaran 15 langkah kedepan(hijau) dapat dilihat bahwa dapat *trajectory* set point(biru) yang diinginkan, walaupun dengan perubahan *setpoint* yang dihasilkan dapat memperbaiki perubahan beban tersebut dan dapat mencapai kondisi stabil kembali, namun terjadi peningkatan kesalahan setiap peningkatan *setpoint*.

4.2.2.2 Kontroler dengan kenaikan nilai R_s 2%(1.02)

Plant akan diberikan input dari sinyal kontrol yang diberikan oleh kontroler MPC dengan model berbasis *fuzzy* takagi sugeno, kontroler yang digunakan dengan parameter sebagai berikut:

1. Nilai kontrol horizon (N_c) = 2
2. Nilai prediksi horizon (N_p) = 15
3. Faktor bobot kesalahan $R_s = 1.02$
4. Faktor bobot perubahan sinyal kendali $\bar{R} = 1$



Gambar 4.8 Hasil Respons Kontroler MPC berbasis model Fuzzy TS dengan $N_p=15$, $N_c=2$, $\bar{R}=1$, $R_s=1.02$

Berdasarkan hasil simulasi yang ditunjukkan pada Gambar 4.8, respons warna biru menunjukkan *setpoint* atau keluaran yang diinginkan sedangkan warna hijau menunjukkan keluaran dari *plant*. Kontroler dapat memprediksi keluaran 15 langkah kedepan dengan baik hal ini dapat dilihat bahwa *setpoint* (biru), yang ditunjukan pada tabel 4.5.

Tabel 4.5. Respons dengan $N_p=15$, $R_s=1.02$

Set point(°C)	Sinyal MPC model Fuzzy TS	
	Settling time	Error
30°C	42,45 detik	1,33%
50°C	45,1 detik	0,08%
60°C	37,8 detik	0,43%
70°C	41,2 detik	0,74%

Dari Tabel 4.5, kondisi awal terjadi melebihi *setpoint* dan mencapai keadaan *Settling time* pada *setpoint* 30°C selama 42,45 detik dengan kesalahan sekitar 1.33%. dengan kenaikan ke *setpoint* 50°C di waktu

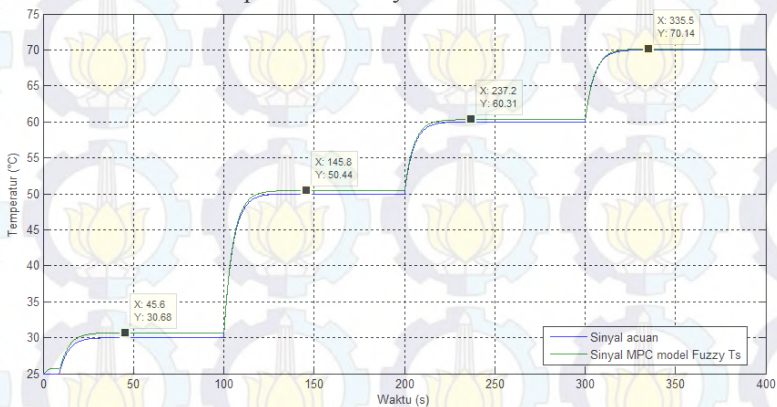
100s sinyal respons mencapai kondisi *Settling time* selama 45,1s dan mengalami kesalahan 0,08%.

Pada kenaikan *setpoint* 60°C, sinyal respons mencapai kondisi *Settling time* selang waktu 37,8s dan mengalami kesalahan 0,43%. Pada waktu ke 300s *setpoint* naikan kembali ke temperatur 70°C, pada *setpoint* ini terjadi kesalahan kembali sebesar 0,74%. Kontroler dapat memprediksi keluaran 15 langkah kedepan(hijau) dapat dilihat bahwa dapat *trajectory* set point(biru) yang diinginkan, walaupun dengan perubahan *setpoint* yang dihasilkan dapat memperbaiki perubahan beban tersebut dan dapat mencapai kondisi stabil kembali, namun terjadi peningkatan kesalahan setiap peningkatan *setpoint*.

4.2.2.3 Kontroler dengan kenaikan nilai R_s 3%(1.03)

Plant akan diberikan input dari sinyal kontrol yang diberikan oleh kontroler MPC dengan model berbasis *fuzzy* takagi sugeno, kontroler yang digunakan dengan parameter sebagai berikut:

1. Nilai kontrol horizon (N_c) = 2
2. Nilai prediksi horizon (N_p) = 15
3. Faktor bobot kesalahan $R_s = 1.03$
4. Faktor bobot perubahan sinyal kendali $\bar{R} = 1$



Gambar 4.9 Hasil Respons Kontroler MPC berbasis model Fuzzy TS dengan $N_p=15$, $N_c=2$, $\bar{R}=1$, $R_s=1.03$

Berdasarkan hasil simulasi yang ditunjukkan pada Gambar 4.9, respons warna biru menunjukkan *setpoint* atau keluaran yang diinginkan

sedangkan warna hijau menunjukkan keluaran dari *plant*. Kontroler dapat memprediksi keluaran 15 langkah kedepan dengan baik hal ini dapat dilihat bahwa *setpoint* (biru), yang ditunjukkan pada tabel 4.6.

Tabel 4.6. Respons dengan $N_p=15$, $R_s=1,03$

Set point(°C)	Sinyal MPC model Fuzzy TS	
	Settling time	Error
30°C	45,6 detik	2,26%
50°C	45,8 detik	0,88%
60°C	37,2 detik	0,51%
70°C	35,5 detik	0,20%

Dari Tabel 4.6, kondisi awal mencapai keadaan *Settling time* pada *setpoint* 30°C selama 45,6 detik dengan kesalahan sekitar 2,26% yang melebihi batas *setpoint*. Dengan kenaikan ke *setpoint* 50°C di waktu 100s sinyal respons mencapai kondisi *Settling time* dengan selang waktu 45,8s dan mengalami kesalahan 0,88%.

Pada kenaikan *setpoint* 60°C, sinyal respons mencapai kondisi *Settling time* selama 37,2 dan mengalami kesalahan 0,51%. Pada waktu ke 300s *setpoint* kembali dinaikkan ke temperatur 70°C, pada *setpoint* ini terjadi kesalahan kembali sebesar 0,20%. Kontroler dapat memprediksi keluaran 15 langkah kedepan(hijau) dapat dilihat bahwa dapat *trajectory* set point(biru) yang diinginkan, walaupun dengan perubahan *setpoint* yang dihasilkan dapat memperbaiki perubahan beban tersebut dan dapat mencapai kondisi stabil kembali, serta mampu menurunkan nilai kesalahan dari percobaan 10 dan 15 prediksi dari setiap peningkatan *setpoint*.

4.2.3 Kontroler Dengan Prediksi Horizon 20

Untuk mengetahui apakah kontroler dapat bekerja pada kondisi beban aliran *fluida* dingin sebesar 5 m³/menit dengan temperatur 25°C. Simulasi dilakukan selama 400s dengan *setpoint* yang diberikan untuk menguji performa sistem adalah *fluida* dingin yang nilainya berubah – ubah dari 30°C, 50°C, 60°C, dan 70°C, dengan perubahan per 100s.

4.2.3.1 Kontroler dengan faktor bobot kesalahan $R_s = 1$

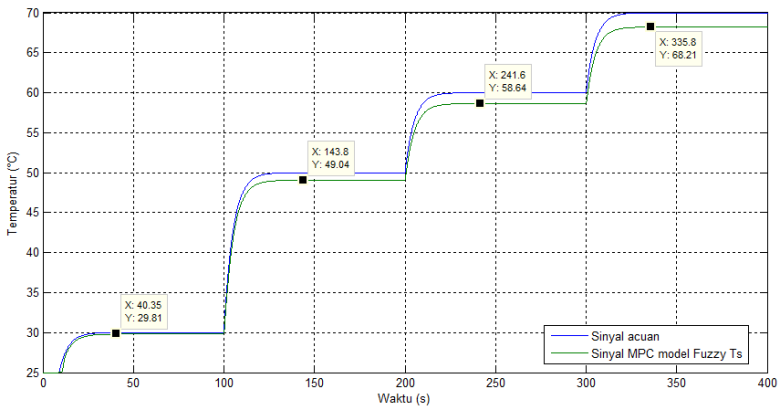
Plant akan diberikan input dari sinyal kontrol yang diberikan oleh kontroler MPC dengan model berbasis *fuzzy* takagi sugeno, kontroler yang digunakan dengan parameter sebagai berikut:

1. Nilai kontrol horizon (N_c) = 2
2. Nilai prediksi horizon (N_p) = 20
3. Faktor bobot kesalahan $R_s = 1$
4. Faktor bobot perubahan sinyal kendali $\bar{R} = 1$

Berdasarkan hasil simulasi yang ditunjukkan pada Gambar 4.10, respons warna biru menunjukkan *setpoint* atau keluaran yang diinginkan sedangkan warna hijau menunjukkan keluaran dari *plant*. Kontroler dapat memprediksi keluaran 20 langkah kedepan dengan baik hal ini dapat dilihat bahwa *setpoint* (biru), yang ditunjukkan pada tabel 4.7.

Tabel 4.7. Respons dengan $N_p=20$, $R_s=1$

Set point(°C)	Sinyal MPC model Fuzzy TS	
	Settling time	Error
30°C	40,35 detik	0,63%
50°C	43,18 detik	1,92%
60°C	41,60 detik	2,26%
70°C	35,80 detik	2,55%



Gambar 4.10 Hasil Respons Kontroler MPC berbasis model Fuzzy TS dengan $N_p=20$, $N_c=2$, $\bar{R}=1$, $R_s=1$

Dari Tabel 4.7 menunjukan untuk mencapai keadaan *Settling time* pada *setpoint* 30°C selama 40,35s dengan kesalahan sekitar 0.63%. dengan kenaikan ke *setpoint* 50°C di waktu 100s sinyal respons mencapai

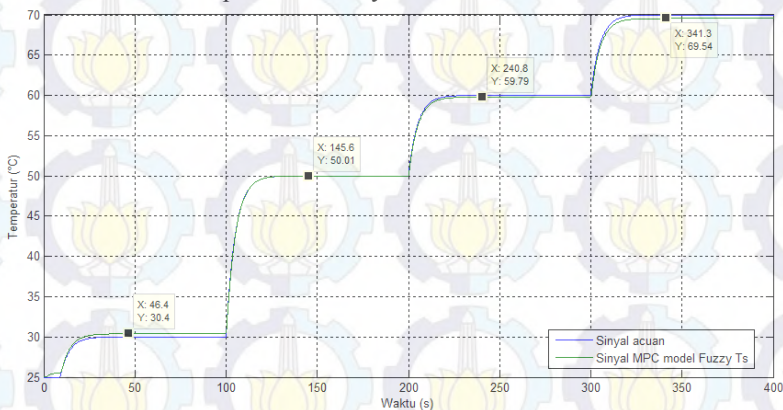
kondisi *Settling time* dengan selang waktu 43,18 dan mengalami kesalahan 1,92%.

Pada kenaikan *setpoint* 60°C, sinyal respons mencapai kondisi *Settling time* selama 41,6s dan mengalami kesalahan 2.26%. Pada waktu ke 300s *setpoint* kembali dinaikkan sampai temperatur 70°C, pada *setpoint* ini terjadi kesalahan kembali sebesar 2,55%. Kontroler dapat memprediksi keluaran 20 langkah kedepan(hijau) dapat dilihat bahwa dapat *trajectory* set point(biru) yang diinginkan, walaupun dengan perubahan *setpoint* yang dihasilkan dapat memperbaiki perubahan beban tersebut dan dapat mencapai kondisi stabil kembali, namun terjadi peningkatan kesalahan setiap peningkatan *setpoint*.

4.2.3.2 Kontroler dengan kenaikan nilai R_s 2%(1.02)

Plant akan diberikan input dari sinyal kontrol yang diberikan oleh kontroler MPC dengan model berbasis *fuzzy* takagi sugeno, kontroler yang digunakan dengan parameter sebagai berikut:

1. Nilai kontrol horizon (N_c) = 2
2. Nilai prediksi horizon (N_p) = 20
3. Faktor bobot kesalahan $R_s = 1.02$
4. Faktor bobot perubahan sinyal kendali $\bar{R} = 1$



Gambar 4.11 Hasil Respons Kontroler MPC berbasis model Fuzzy TS dengan $N_p=20$, $N_c=2$, $\bar{R}=1$, $R_s=1.02$

Berdasarkan hasil simulasi yang ditunjukkan pada Gambar 4.11, respons warna biru menunjukkan *setpoint* atau keluaran yang diinginkan

sedangkan warna hijau menunjukkan keluaran dari *plant*. Kontroler dapat memprediksi keluaran 20 langkah kedepan dengan baik hal ini dapat dilihat bahwa *setpoint* (biru), yang ditunjukkan pada tabel 4.8.

Tabel 4.8. Respons dengan $N_p=20$, $R_s=1,02$

Set point(°C)	Sinyal MPC model Fuzzy TS	
	Settling time	Error
30°C	46,4 detik	1,33%
50°C	45,6 detik	0,02%
60°C	40,6 detik	0,43%
70°C	41,3 detik	0,58%

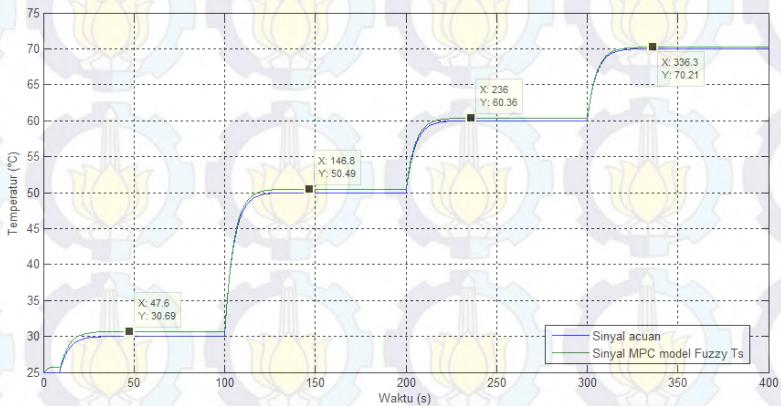
Dari Tabel 4.8, kondisi awal melebihi *setpoint* dan mencapai keadaan *Settling time* pada *setpoint* 30°C selama 31,65 detik dengan kesalahan sekitar 1,3%. dengan kenaikan ke *setpoint* 50°C di waktu 125s sinyal respons mencapai kondisi *Settling time* pada detik ke 199 dan mengalami kesalahan 0,02%.

Pada kenaikan *setpoint* 60°C, sinyal respons mencapai kondisi *Settling time* pada detik ke 321,2 dan mengalami kesalahan 0,35%. Pada waktu ke 375s *setpoint* naikan kembali ke temperatur 70°C, pada *setpoint* ini terjadi kesalahan kembali sebesar 0,64%. Kontroler dapat memprediksi keluaran 20 langkah kedepan dengan baik hal ini dapat dilihat bahwa *setpoint* (biru), dengan *time delay* lebih baik dibandingkan keluaran dari *plant* (hijau) tanpa kontroler, walaupun dengan perubahan *setpoint* yang dihasilkan dapat memperbaiki perubahan beban tersebut dan dapat mencapai kondisi stabil kembali, namun terjadi peningkatan kesalahan setiap peningkatan *setpoint* pada tahap *Settling time*.

4.2.3.3 Kontroler dengan kenaikan nilai R , 3%(1.03)

Plant akan diberikan input dari sinyal kontrol yang diberikan oleh kontroler MPC dengan model berbasis *fuzzy* takagi sugeno, kontroler yang digunakan dengan parameter sebagai berikut:

1. Nilai kontrol horizon (N_c) = 2
2. Nilai prediksi horizon (N_p) = 20
3. Faktor bobot kesalahan $R_s = 1.03$
4. Faktor bobot perubahan sinyal kendali $\bar{R} = 1$



Gambar 4.12 Hasil Respons Kontroler MPC berbasis model Fuzzy TS dengan $N_p=20$, $N_c=2$, $\bar{R}=1$, $R_s=1.03$

Berdasarkan hasil simulasi yang ditunjukkan pada Gambar 4.12, respons warna biru menunjukkan *setpoint* atau keluaran yang diinginkan sedangkan warna hijau menunjukkan keluaran dari *plant*. Kontroler dapat memprediksi keluaran 10 langkah kedepan dengan baik hal ini dapat dilihat bahwa *setpoint* (biru), yang ditunjukkan pada tabel 4.9.

Tabel 4.9. Respons dengan $N_p=20$, $R_s=1.03$

Set point(°C)	Sinyal MPC model Fuzzy TS	
	Settling time	Error
30°C	47,6 detik	2,30%
50°C	46,8 detik	0,98%
60°C	36 detik	0,60%
70°C	36,3 detik	0,30%

Dari Tabel 4.9, kondisi setpoint 30°C sampai 70°C respon melebihi *setpoint*. Pada *setpoint* 30°C selama 47,6s dengan kesalahan sekitar 2,3%. dengan kenaikan ke *setpoint* 50°C di waktu 125s sinyal respons mencapai kondisi *Settling time* dengan selang waktu 46,8 dan mengalami kesalahan 0,98%.

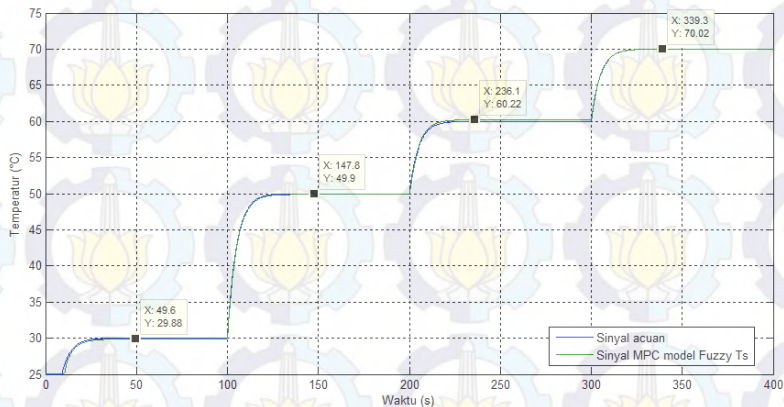
Pada kenaikan *setpoint* 60°C, sinyal respons mencapai kondisi *Settling time* selama 36s dan mengalami kesalahan 0,60%. Pada waktu ke 300s *setpoint* kembali dinaikkan ke temperatur 70°C, pada *setpoint* ini terjadi kesalahan kembali sebesar 0,30%. Kontroler dapat

memprediksi keluaran 20 langkah kedepan dengan baik hal ini dapat dilihat bahwa *setpoint* (biru), dengan *time delay* lebih baik dibandingkan keluaran dari *plant* (hijau) tanpa kontroler, walaupun dengan perubahan *setpoint* yang dihasilkan dapat memperbaiki perubahan beban tersebut dan dapat mencapai kondisi stabil kembali, namun terjadi peningkatan kesalahan setiap peningkatan *setpoint* pada tahap *Settling time*.

4.2.4 Dengan Pembobotan R_s Yang Dikondisikan Dengan Horizon Prediksi 10

Plant akan diberikan input dari sinyal kontrol yang diberikan oleh kontroler MPC dengan model berbasis *fuzzy* takagi sugeno, kontroler yang digunakan dengan parameter sebagai berikut:

1. Nilai kontrol horizon (N_c) = 2
2. Nilai prediksi horizon (N_p) = 20
3. Faktor bobot perubahan sinyal kendali $\bar{R} = 1$
4. Faktor bobot kesalahan $R_s = 1$ untuk di bawah 40°C
5. Faktor bobot kesalahan $R_s = 1,02$ untuk di bawah 65°C diatas 40°C
6. Faktor bobot kesalahan $R_s = 1,03$ untuk di atas 60°C



Gambar 4.13 Hasil Respons Kontroler MPC berbasis model Fuzzy TS dengan $N_p=10$, $N_c=2$, $\bar{R}=1$, dengan R_s dikondisikan

Berdasarkan hasil simulasi yang ditunjukkan pada Gambar 4.13, respons warna biru menunjukkan *setpoint* atau keluaran yang diinginkan sedangkan warna hijau menunjukkan keluaran dari *plant*. Kontroler

dapat memprediksi keluaran 10 langkah kedepan dengan baik hal ini dapat dilihat bahwa setpoint (biru), yang ditunjukkan pada tabel 4.10.

Tabel 4.10. Respons dengan $N_p=10$

Set point(°C)	Sinyal MPC model Fuzzy TS	
	Settling time	Error
30°C	49,6 detik	0,40%
50°C	47,8 detik	0,20%
60°C	36,1 detik	0,36%
70°C	36,3 detik	0,02%

Dari Tabel 4.10 menunjukan untuk mencapai keadaan *Settling time* pada *setpoint* 30°C selama 49,6s dengan kesalahan sekitar 0.40%. dengan kenaikan *setpoint* ke 50°C di waktu 100s sinyal respons mencapai kondisi *Settling time* dengan waktu 47,8 dan mengalami kesalahan 0,20%.

Pada kenaikan *setpoint* 60°C, sinyal respons mencapai kondisi *Settling time* selama 36,1 dan mengalami kesalahan 0,36%. Pada waktu ke 300s *setpoint* kembali dinaikkan ke temperatur 70°C, pada *setpoint* ini terjadi kesalahan kembali sebesar 0,02%. Kontroler dapat memprediksi keluaran 10 langkah kedepan dengan faktor kesalahan R_s yang dikondisikan sesuai nilai prediksi, dapat dilihat bahwa *setpoint* (biru) dan (hijau) keluaran *plant*, walaupun dengan perubahan *setpoint* yang dihasilkan dapat memperbaiki perubahan beban tersebut dan dapat mencapai kondisi stabil kembali, dengan rata - rata kesalahan pada setiap keadaan *settling time* yaitu 0,24%.

BAB V PENUTUP


5.1 Kesimpulan

Dari percobaan-percobaan yang telah dilakukan pada pengerjaan tugas akhir ini, maka dapat diambil beberapa kesimpulan antara lain:

1. *Model Predictive Kontrol* (MPC) termasuk dalam kategori konsep perancangan pengendali berbasis model proses, di mana hasil perancangan kontroler sangat tergantung pada validitas model pendekatan yang digunakan.
2. Hasil eksperimen yang diperoleh, parameter – parameter MPC yang paling baik adalah menggunakan 20 prediksi horizon dengan 2 kontrol prediksi dan $R_s=1,02$, karena memiliki nilai rata – rata kesalahan 0,5% dibandingkan antara percobaan yang lain yang memiliki kesalahan mencapai 0,7% samap 1,2%. Dan percobaan 10 prediksi mengalami rata-rata kesalahan(1,28%) yang tertinggi jika dibandingkan dengan 15 prediksi dan 20 prediksi.
3. Dan dari hasil eksperimen dengan dengan prediksi horizon 10 , kontrol horizon 2 dan bobot faktor kesalahan yang dikondisikan, 1.02 disaat hasil prediksi dibawah 40°C dan 1,03 disaat hasil prediksi diatas 40°C. Menghasilkan perbaikan sinyal respon yang sebelumnya mengalami rata-rata kesalahani 1,2% menjadi 0,23% dan mengalami perbaikan dengan kesalahan sebesar 0,97%.
4. Penentuan parameter prediksi horizon dan nilai faktor kesalahan sangat berpengaruh terhadap respons dan terhadap perubahan untuk mengurangi kesalahan terhadap nilai acuan yang di tentukan dan semakin besar prediksi horizon.
5. Pengendalian terhadap pendekatan linear *plant* dengan Kontroler MPC dengan model berbasis fuzzy takagi sugeno dapat menghasilkan respons yang stabil tanpa adanya *overshoot* serta sesuai nilai *setpoint* yang diinginkan, serta dapat memperbaiki permasalahan *delay time* pada *heat exchanger*.

5.2 Saran

Untuk kelanjutan riset yang akan datang, diharapkan adanya pengembangan dari segi *plant*, di mana *plant* yang digunakan adalah



real plant dengan proses identifikasi terlebih dahulu. Sedangkan untuk meningkatkan performa dari *plant* dapat dirancang *Model Predictive Kontrol* (MPC) berbasis model fuzzy yang disertai dengan *constraints* dan menggunakan sistem optimasi sehingga dapat diberikan batasan baik dalam kecepatan aliran air maupun tegangan yang dihasilkan untuk mengatur kecepatan aliran *fluida*.

LAMPIRAN

Program Model Predictive Control

```
function [Uk_uk,yp,uk_Uk] = fcn(R,e,r,weightt,xf)
```

```
Np=10;%Horizol Prediction
```

```
Nc=2;%control Prediction
```

```
weight=1*eye(6,6)*weightt;% bobot u fuzzy
```

```
weight1=weight(1,1);
```

```
weight2=weight(2,1);
```

```
weight3=weight(3,1);
```

```
weight4=weight(4,1);
```

```
weight5=weight(5,1);
```

```
weight6=weight(6,1);
```

```
%%%%%%%%%% Then Rules Fuzzy %%%%%%%%%%%
```

```
A1=[0 -0.95461;1 1.9546];%na=2nb=2 nc=0 nk1
```

```
B1=[-1.759;1.7637];
```

```
A2=[0 -0.94963;1 1.9496];
```

```
B2=[-1.7196;1.7263];
```

```
A3=[0 -0.94549;1 1.9454];
```

```
B3=[-1.6495;1.6573];
```

```
A4=[0 -0.9418;1 1.9417];
```

```
B4=[-1.5691;1.5773];
```

```
A5=[0 -0.94163;1 1.9415];
```

```
B5=[-1.5535;1.5618];
```

```
A6=[0 -0.93464;1 1.9345];
```

```
B6=[-1.4018;1.4094];
```

%%%%%%%%%% Defuzzyfication Matriks A dan B%%%%%%%%%%

```
Ad=(weight1*A1)+(weight2*A2)+(weight3*A3)+(weight4*A4)+(weight5*A5)+(weight6*A6);
Bd=(weight1*B1)+(weight2*B2)+(weight3*B3)+(weight4*B4)+(weight5*B5)+(weight6*B6);
Cd=[0 1];%tetap
```

%%%%%%%%%% Membuat Matriks Augmented %%%%%%%%%%%

```
[m1,n1]=size(Cd);
[n1,n_in]=size(Bd);
A_e=eye(n1+m1,n1+m1);
A_e(1:n1,1:n1)=Ad;
A_e(n1+1:n1+m1,1:n1)=Cd*Ad;
B_e=zeros(n1+m1,n_in);
B_e(1:n1,:)=Bd;
B_e(n1+1:n1+m1,:)=Cd*Bd;
C_e=zeros(m1,n1+m1);
C_e(:,n1+1:n1+m1)=eye(m1,m1);
```

%%%%%%%%%% Mencari Matriks F dan Phi %%%%%%%%%%%

```
n=n1+m1;
h=zeros(Np,n1+1);
h(1,:)=C_e;
F=zeros(Np,n1+1);
F(1,:)=C_e*A_e;
```

```
for kk=2:1:Np
h(kk,:)=h(kk-1,:)*A_e;
F(kk,:)=F(kk-1,:)*A_e;
end
v=h*B_e;
```

```
Phi=zeros(Np,Nc); %deklarasi dimensi phi
Phi(:,1)=v;
```

```
z=1;
for j=2:Nc %%%%%%%%%%% Mencari Matriks Phi
for x=j:1:Np
```



```

Phi(x,j)=v(x-z,1) ;
end
z=z+1;
end

%%%%%%%%%% Menentukan Bobot Errorr %%%%%%%%%%%
xyz=1*eye(3,3)*xf;
xy=xyz(3,1);

if (xy < 40)
    bobot_error=1.003;
elseif(xy>39)&&(xy<56)
    bobot_error=1.02;
elseif(xy>55)
    bobot_error=1.03;
else
    bobot_error=1;
end


%%%%%%%%%% Menhitung uk %%%%%%%%%%%
Rs=ones(Np,1);%bobot nilai error
BarRs=bobot_error*Rs;
Phi_Phi= Phi'*Phi;
Phi_F= Phi'*F;
Phi_R=Phi'*BarRs;

XY=Phi_F*xf;
XZ=Phi_R*r;
XZ_XY=zeros(Nc,1);
for s=1:Nc
    XZ_XY(s,1)=XZ(s,1)-XY(s,1);
end

RR=zeros(1,Nc);
RR(1,1)=1;

cv=1*eye(3,3)*xf;
Uk_uk=RR*inv(Phi_Phi+R*eye(Nc,Nc))*XZ_XY;

```



```
uk_Uk=Uk_uk;
```

```
%%%%%%%%%%%%%% Menhitung Prediksi y(K+1)%%%%%%%%%
```

```
xxf=1*eye(3,3)*xf;
```

```
yy=1*eye(Np,Np)*(F*xxf);
```

```
ukk=Phi*(inv(Phi_Phi+R*eye(Nc,Nc))*XZ_XY);
```

```
Xxx=zeros(Np,1);
```

```
for i=1:Np
```

```
    Xxx(i,1)=yy(i,1)-ukk(i,1);
```

```
end
```

```
RRR=zeros(1,Np);
```

```
RRR(1,1)=1;
```

```
yyy=(1*eye(Np,Np))*(Xxx);
```

```
Y=RRR*(1*eye(Np,Np))*(Xxx);
```

```
yp=1*Y; %% Menhitung hasil prediksi
```

RIWAYAT HIDUP



Febrian Fathoni lahir di Cianjur 22 Februari 1992. Menyelesaikan sekolah di SD Negeri jatiasih 9 Bekasi pada tahun 2004. Melanjutkan ke SMP Negeri 9 Bekasi, lulus pada tahun 2007. Kemudian melanjutkan ke SMA Negeri 6 Bekasi dan lulus 2010. Karena penulis memiliki minat pada bidang teknik khususnya bidang teknik elektro, penulis melanjutkan studi ke Politeknik Negeri Jakarta(PNJ) Jurusan Teknik Elektro, 2010-2013. Diawal tahun 2014, penulis melanjutkan studi kejenjang Srata 1 di Jurusan Teknik Elektro

Institut Sepuluh November dengan Bidang Studi yang ditekni penulis adalah Sistem Pengaturan. Pada bulan Januari 2016, penulis mengikuti seminar dan ujian Tugas Akhir di Bidang Studi Teknik Sistem Pengaturan Jurusan Teknik Elektro FTI-ITS, Surabaya sebagai salah satu persyaratan untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Elektro dari Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Email : ff22febrian@gmail.com